



(51) МПК  
*C10G 45/02* (2006.01)  
*C10G 65/04* (2006.01)  
*C10G 67/10* (2006.01)  
*C10G 67/06* (2006.01)  
*C10G 67/02* (2006.01)

ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА  
 ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(52) СПК

*C10G 45/02* (2018.08); *C10G 65/04* (2018.08); *C10G 67/10* (2018.08); *C10G 67/06* (2018.08); *C10G 67/02* (2018.08)

(21)(22) Заявка: 2018104363, 10.08.2016

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:  
10.08.2016

Дата регистрации:  
22.08.2019

Приоритет(ы):

(30) Конвенционный приоритет:  
13.08.2015 US 62/204,534

(43) Дата публикации заявки: 06.08.2019 Бюл. № 22

(45) Опубликовано: 22.08.2019 Бюл. № 24

(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на  
национальной фазе: 06.02.2018

(86) Заявка РСТ:  
US 2016/046281 (10.08.2016)

(87) Публикация заявки РСТ:  
WO 2017/027554 (16.02.2017)

Адрес для переписки:  
109012, Москва, ул. Ильинка, 5/2, ООО  
"Союзпатент"

(72) Автор(ы):

**ДАЛАЛЬ Викрант Виласрао (US),  
 КРИШНА Мани (US),  
 ДЖАДАУН Кришан Пратап (US),  
 ЗИНК Стивен Ф. (US)**

(73) Патентообладатель(и):

**ЮОП ЛЛК (US)**

(56) Список документов, цитированных в отчете  
о поиске: US 6444118 B1, 03.09.2002. US 6444118  
B1, 03.09.2002. US 7951290 B2, 31.05.2011. US  
6454934 B2, 24.09.2002. US 20150090639 A1,  
02.04.2015. RU 2333934 C2, 20.09.2008.

(54) РЕГУЛИРОВАНИЕ СОДЕРЖАНИЯ МЕРКАПТАНОВ ПРИ СЕЛЕКТИВНОМ  
ГИДРООБЕССЕРИВАНИИ НАФТЫ FCC

(57) Реферат:

Изобретение относится к способу уменьшения содержания серы в неочищенной нефти. Способ уменьшения содержания серы в неочищенной нефти включает в себя следующие стадии: исходную нефть вводят в зону селективного гидрирования в присутствии водорода и катализатора гидрирования в условиях селективного гидрирования для получения гидрированного сырья; гидрированное сырьё разделяют на по меньшей мере две фракции, лёгкую фракцию и тяжёлую фракцию; тяжёлую

фракцию вводят в зону селективного гидрообессеривания в присутствии водорода и катализатора гидрообессеривания в условиях селективного гидрообессеривания для образования обессеренного потока, который содержит меркаптаны; разделяют по меньшей мере часть обессеренного потока на по меньшей мере два потока, богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100 до 220°C; и подвергают обработке по меньшей мере часть

RU 2 698 100 C2

RU 2 698 100 C2

богатого меркаптанами потока для удаления по меньшей мере части меркаптановых соединений с образованием второго бедного меркаптанами потока. Технический результат – осуществление

улучшенного способа гидрообессеривания бензина каталитического крекинга в псевдооживленном слое при меньшем снижении октанового числа. 9 з.п. ф-лы, 5 ил., 1 табл.

RU 2 6 9 8 1 0 0 C 2

RU 2 6 9 8 1 0 0 C 2



FEDERAL SERVICE  
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(51) Int. Cl.  
*C10G 45/02* (2006.01)  
*C10G 65/04* (2006.01)  
*C10G 67/10* (2006.01)  
*C10G 67/06* (2006.01)  
*C10G 67/02* (2006.01)

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(52) CPC

*C10G 45/02* (2018.08); *C10G 65/04* (2018.08); *C10G 67/10* (2018.08); *C10G 67/06* (2018.08); *C10G 67/02* (2018.08)

(21)(22) Application: **2018104363, 10.08.2016**(24) Effective date for property rights:  
**10.08.2016**Registration date:  
**22.08.2019**

Priority:

(30) Convention priority:  
**13.08.2015 US 62/204,534**(43) Application published: **06.08.2019 Bull. № 22**(45) Date of publication: **22.08.2019 Bull. № 24**(85) Commencement of national phase: **06.02.2018**(86) PCT application:  
**US 2016/046281 (10.08.2016)**(87) PCT publication:  
**WO 2017/027554 (16.02.2017)**Mail address:  
**109012, Moskva, ul. Ilinka, 5/2, OOO "Soyuzpatent"**

(72) Inventor(s):

**DALAL, Vikrant Vilasrao (US),**  
**KRISHNA, Mani (US),**  
**JADAUN, Krishan Pratap (US),**  
**ZINK, Steven F. (US)**

(73) Proprietor(s):

**UOP LLC (US)**

(54) **CONTROLLING CONTENT OF MERCAPTANS IN SELECTIVE HYDRODESULPHURISATION OF NAPHTHA FCC**

(57) Abstract:

FIELD: technological processes.

SUBSTANCE: invention relates to reduction of sulfur content in crude naphtha. Method of reducing sulfur content in crude naphtha involves the following steps: initial naphtha is fed into a selective hydrogenation zone in the presence of hydrogen and a hydrogenation catalyst under selective hydrogenation conditions to produce a hydrogenated feedstock; hydrogenated feedstock is divided into at least two fractions, a light fraction and a heavy fraction; heavy fraction is introduced into a selective hydrodesulphurization zone in the presence of hydrogen and a hydrodesulphurization catalyst under selective

hydrodesulphurization conditions to form a desulphurized stream which contains mercaptans; separating at least a portion of the desulphurized stream into at least two streams, a mercaptan-rich stream and a first mercaptan-poor stream having a boiling point in range of 100 to 220 °C; and treating at least a portion of the mercaptan-rich stream to remove at least a portion of the mercaptan compounds to form a second mercaptan-poor stream.

EFFECT: improved method of hydrodesulphurization of catalytic cracking gasoline in a fluidized bed with lower octane number reduction.

10 cl, 5 dwg, 1 tbl

RU 2 698 100 C2

RU 2 698 100 C2

### Заявление приоритета

По данной заявке испрашивается приоритет на основании предварительной заявки на патент США № 62/204534, поданной 13 августа 2015 г., содержание которой настоящим включено путём ссылки во всей его совокупности.

#### 5 Уровень техники

Действующая Программа по содержанию серы для транспортных средств и бензина в соответствии со стандартом Tier 2 Агентства по охране окружающей среды США (EPA) требует, чтобы новые пассажирские транспортные средства удовлетворяли жёстким нормам выбросов, включая предельное количество серы, равное 30 масс. ч/млн. Начиная с 2017, Программа по нормам выбросов транспортных средств и нормативам топлив в соответствии со стандартом Tier 3 установит ещё более строгие нормы с предельным количеством серы, равным 10 масс. ч/млн. Для достижения указанных концентраций серы необходима специальная обработка.

Бензин процессов каталитического крекинга в псевдоожигенном слое (FCC) составляет до 50 об. % пула моторного бензина нефтеперерабатывающего завода и привносит до 90% содержания серы в пул моторного бензина. Кроме того, важно, чтобы обработка указанного потока не приводила к значительному снижению вклада его октанового числа в указанный пул.

С целью достижения требуемых концентраций серы большую часть бензина, получаемого во всём мире в результате осуществления процессов каталитического крекинга в псевдоожигенном слое (FCC), подвергают селективному гидрообессериванию, в результате которого, как правило, сохраняются алкены и ароматические соединения. Типичные условия обработки для гидрообессеривания включают в себя температуру от 250°C до 315°C и давление от 1,7 МПа (изб.) до 17-26 бар (изб.) с нанесённым на носитель CoMo катализатором.

Однако селективное гидрообессеривание не может снижать концентрацию серы до достаточного низкого уровня, удовлетворяющего 10 масс. ч/млн, вследствие образования рекомбинантных меркаптанов. H<sub>2</sub>S, образующийся в продолжение стадии осуществления реакции селективного гидрообессеривания, реагирует с олефинами, присутствующими в выходящем потоке, с образованием меркаптанов, главным образом, бутилмеркаптанов. В дополнение к этому, существующая в настоящее время каталитическая система для селективного гидрообессеривания, и рабочие условия не оптимизированы для достижения уменьшения количества указанных комбинантных меркаптанов на стадии осуществления реакции селективного гидрообессеривания.

35 Таким образом, с целью соответствия указанному предельному количеству, некоторые нефтепереработчики добавили реактор доочистки ниже по ходу потока после реактора селективного гидрообессеривания. Как правило, в реакторе доочистки используют катализатор на основе Ni при часовой объемной скорости жидкости (LHSV), равной 1ч<sup>-1</sup>, и температуре от 280°C до 380°C. В реакторе доочистки уменьшается содержание меркаптанов, особенно в результате насыщения олефинов и за счёт этого снижения содержания равновесных меркаптанов в выходящем потоке реактора, наряду с гидрообессериванием рекомбинантных меркаптанов. Однако насыщение олефинов снижает октановое число.

45 С учётом вышесказанного, имеется потребность в улучшенном способе гидрообессеривания бензина каталитического крекинга в псевдоожигенном слое.

#### Раскрытие изобретения

Один из аспектов настоящего изобретения представляет собой способ уменьшения содержания серы в неочищенной нефти, получаемой в реакторе каталитического

крекинга с псевдооживленным слоем (FCC). В одном из вариантов осуществления данный способ включает в себя введение исходной нефти FCC в зону селективного гидрирования в присутствии водорода и катализатора гидрирования в условиях селективного гидрирования для получения гидрированного сырья. Гидрированное сырьё разделяют на по меньшей мере две фракции, лёгкую фракцию и тяжёлую фракцию. Тяжёлую фракцию вводят в зону селективного гидрообессеривания в присутствии водорода и катализатора гидрообессеривания в условиях селективного гидрообессеривания для образования обессеренного потока, причем указанный обессеренный поток содержит меркаптаны. По меньшей мере часть обессеренного потока разделяют на по меньшей мере два потока, богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток. По меньшей мере часть богатого меркаптанами потока подвергают обработке для удаления по меньшей мере части меркаптановых соединений с образованием второго бедного меркаптанами потока. Для обработки богатого меркаптанами потока можно использовать разнообразные процессы, включая процесс каустической экстракции, реакцию в реакционной зоне гидрообессеривания, процесс селективного гидрирования, процесс адсорбции и процесс экстракции ионной жидкостью, но не ограничиваясь ими.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1 представляет собой иллюстрацию одного из вариантов осуществления способа настоящего изобретения.

Фиг. 2 представляет собой иллюстрацию другого варианта осуществления способа настоящего изобретения.

Фиг. 3 представляет собой иллюстрацию ещё одного варианта осуществления способа настоящего изобретения.

Фиг. 4 представляет собой иллюстрацию ещё одного варианта осуществления способа настоящего изобретения.

Фиг. 5 представляет собой иллюстрацию другого варианта осуществления способа настоящего изобретения.

Осуществление изобретения

Определение характеристик серы в выходящем потоке реактора селективного гидрообессеривания (HDS) показывает присутствие большого количества бутилмеркаптанов. Существует ряд различных маршрутов, по которым претерпевают гидрообессеривание тиофены и замещённые тиофены. Как правило, гидрообессеривание тиофенов осуществляется по двум параллельным маршрутам. Одновременно протекают реакции гидрирования и гидрогенолиза тиофена с образованием циклического сульфида, а также цис- и транс-бутена-2 и затем далее до бутена-1 и бутана. Данная система реакций также включает в себя реакции насыщения олефинов. Реакции гидрогенолиза и гидрирования протекают одновременно на разных активных центрах катализатора. В общем случае, реакцию гидрогенолиза представляют как протекающую на сигма-центре, а реакцию гидрирования на пи-центре. Все приведённые выше постулаты находят своё отражение в сериях экспериментов селективного HDS, где вследствие рекомбинации бутенов с  $H_2S$  присутствуют равновесные меркаптаны.

Было разработано несколько подходов для регулирования содержания меркаптанов, поступающих из реактора селективного HDS. Все они основываются на том, что бутилмеркаптаны представлены в большом количестве во фракции нефти, имеющей диапазон температур кипения от  $60^{\circ}C$  до  $120^{\circ}C$ , в случае нефти, подвергнутой селективной гидроочистке. Указанную фракцию или её часть затем подвергают обработке для удаления меркаптанов. Состав соединений серы, определённый методом по стандарту ASTM D-5623, в выходящем потоке реактора HDS, а также во фракциях

100°C минус и 100°C плюс, выделенных из указанного потока, приводится в таблице 1 и подтверждает вышеупомянутую концепцию.

Таблица 1				
	Единица	Выходящий поток Rх селективного HDS <sup>1</sup>	Погон 100°C-	Погон 100°C+
Выделенная фракция	% масс.	100	65	35
Сера по данным РФС <sup>2</sup>	W, ч/млн	21	13	52
Сера по данным промывки CdCl <sub>2</sub> /Hg <sup>3</sup>	W, ч/млн	16	8,7	31
ASTM D-5623 - Состав соединений серы				
втор-Бутилмеркаптан	W, ч/млн	10,6	5,7	0
н-Бутилмеркаптан	W, ч/млн	3,4	1,5	0
2-Метилтиофен	W, ч/млн	3,9	1,0	5,9
3-Метилтиофен	W, ч/млн	0	0,6	0
2-Этилтиофен	W, ч/млн	3,2	0	5,1
Тиофен - неизвестные БТ	W, ч/млн	0	4,1	39,9
Тяжёлые фракции	W, ч/млн	0	0	1,1

<sup>1</sup> выходящий поток реактора селективного гидрообессеривания

<sup>2</sup> анализ содержания серы в потоке с использованием рентгеновской флуоресценции

<sup>3</sup> анализ содержания серы в потоке с использованием рентгеновской флуоресценции после промывания потока солью CdCl<sub>2</sub> с последующей промывкой Hg

Все процессы начинаются с обработки исходной нефти FCC в зоне селективного гидрирования с целью гидрирования диолефинов, имеющих в сырье. Затем гидрированное сырьё разделяют в отгонной колонне на по меньшей мере две фракции, лёгкую фракцию и тяжёлую фракцию. В некоторых вариантах осуществления лёгкая фракция имеет температуру кипения в диапазоне ниже 60°C, а тяжёлая фракция имеет температуру кипения в диапазоне выше 60°C. В других вариантах осуществления лёгкая фракция имеет температуру кипения в диапазоне ниже 65°C, а тяжёлая фракция обычно имеет температуру кипения в диапазоне выше 65°C.

Тяжёлую фракцию направляют в зону селективного гидрообессеривания, где сера, содержащаяся в сырье, превращается в сероводород, а некоторое количество сероводорода далее реагирует с олефинами сырья с образованием меркаптидов.

Поток, выходящий из зоны селективного гидрообессеривания, разделяют на по меньшей мере два потока, богатый меркаптанами поток и бедный меркаптанами поток. В некоторых вариантах осуществления имеются два бедных меркаптанами потока, низкокипящий бедный меркаптанами поток с диапазоном температур кипения ниже диапазона кипения богатого меркаптанами потока и высококипящий бедный меркаптанами поток с диапазоном температур кипения выше диапазона кипения богатого меркаптанами потока.

Затем богатый меркаптанами поток подвергают обработке для удаления меркаптанов. В одном из вариантов осуществления богатый меркаптанами поток направляют в зону каустической экстракции для удаления меркаптанов. Не содержащий меркаптанов поток, выходящий из зоны каустической экстракции, можно направлять в пул смешения бензина. В другом варианте осуществления богатый меркаптанами поток подвергают обработке в реакторе доочистки для снижения содержания меркаптанов. За счёт направления концентрированного, богатого меркаптанами сырья в реактор доочистки, размер реактора доочистки можно уменьшать на значительную величину, в некоторых случаях до 75-80%. Ещё один вариант осуществления включает

в себя направление богатого меркаптанами потока в находящийся выше по ходу потока реактор селективного гидрирования, в котором меркаптаны превращаются в тяжёлые дисульфиды. Таким образом, исключается отдельная зона доочистки. В ещё одном варианте осуществления богатый меркаптанами поток подвергают обработке в зоне адсорбента для уменьшения количества меркаптанов. Другая возможность заключается в обработке богатого меркаптанами потока в зоне экстракции ионной жидкостью. Ионную жидкость можно регенерировать по мере необходимости и возвращать в зону экстракции.

Лёгкая фракция, поступающая из зоны селективного гидрообессеривания, может иметь температуру кипения ниже 60°C, или ниже 65°C. Лёгкая фракция 140, как правило, имеет температуру кипения T5 от 0°C до 25°C, температуру кипения T95 от 50°C до 80°C и конечную температуру кипения от 85°C до 100°C. Тяжёлая фракция, поступающая из зоны селективного гидрообессеривания, может иметь температуру кипения, например, в диапазоне от 60°C до 220°C, от 65°C до 220°C, от 60°C до 200°C или от 65°C до 200°C. Тяжёлая фракция, как правило, имеет температуру кипения T5 от 50°C до 80°C, температуру кипения T95 от 160°C до 220°C и конечную температуру кипения выше значения от 200°C до 220°C.

Тяжёлую фракцию можно было бы фракционировать для получения богатого меркаптанами потока с температурой кипения в диапазоне от 60°C до 120°C, или от 60°C до 100°C, или от 65°C до 120°C, или от 65°C до 100°C, и бедного меркаптанами потока с температурой кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, от 120°C до 220°C, или от 100°C до 200°C, или от 120°C до 200°C. В некоторых вариантах осуществления богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения T5 от 60°C до 70°C, температуру кипения T95 от 90°C до 100°C и конечную температуру кипения от 100°C до 120°C. В некоторых вариантах осуществления бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения T5 от 120°C до 140°C, температуру кипения T95 от 190°C до 210°C и конечную температуру кипения от 200°C до 220°C. В некоторых вариантах осуществления богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения T5 от 60°C до 70°C, температуру кипения T95 от 90°C до 100°C и конечную температуру кипения 100°C.

В качестве альтернативы, обессеренный поток можно было бы разделять на низкокипящий бедный меркаптанами поток с температурой кипения в диапазоне от 60°C до 85°C, или от 65°C до 85°C, богатый меркаптанами поток с температурой кипения в диапазоне от 85°C до 120°C, или от 85°C до 100°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток с температурой кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, или от 120°C до 220°C, или от 100°C до 200°C, или от 120°C до 200°C. В некоторых вариантах осуществления низкокипящий бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения T5 от 60°C до 65°C, температуру кипения T95 от 75°C до 85°C и конечную температуру кипения от 80°C до 90°C. В определённых вариантах осуществления богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения T5 от 80°C до 90°C, температуру кипения T95 от 90°C до 100°C и конечную температуру кипения от 100°C до 120°C. В некоторых вариантах осуществления высококипящий бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения T5 от 100°C до 120°C, температуру кипения T95 от 180°C до 200°C и конечную температуру кипения от 200°C до 220°C. В определённых вариантах осуществления богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения T5 от 80°C до 90°C, температуру кипения T95 от 90°C до 100°C и конечную температуру кипения 100°C.

Один из вариантов осуществления настоящего способа 100 проиллюстрирован на

фиг. 1. Сырьё 105, представляющее собой неочищенную нефть, полученную в реакторе каталитического крекинга в псевдооживленном слое (FCC), и водородный поток 110 вводят в зону 115 селективного гидрирования. Водород 110 может представлять собой рецикловый водородный поток 125.

5        Зона 115 селективного гидрирования обычно работает в относительно мягких условиях гидрирования. Указанные условия, как правило, приводят к образованию углеводородов, присутствующих в форме жидкофазных веществ. Реагенты обычно поддерживают при минимальном давлении, достаточном для сохранения их в виде жидкофазных углеводородов. С учётом вышесказанного, широкий диапазон подходящих рабочих давлений простирается от 276 кПа (изб.) до 5516 кПа (изб.) (от 40 фунт/кв. дюйм изб. до 800 фунт/кв. дюйм изб.), или от 345 кПа (изб.) до 2069 кПа (изб.) (от 50 до 300 фунт/кв. дюйм изб.). Как правило, используют относительно умеренную температуру от 25°C до 350°C (от 77°F до 662°F), или от 50°C до 200°C (от 122°F до 392°F). Часовая объёмная скорость жидких реагентов через катализатор селективного гидрирования должна быть выше  $1,0 \text{ ч}^{-1}$ , или выше  $5,0 \text{ ч}^{-1}$ , или от  $5,01 \text{ ч}^{-1}$  до  $35,0 \text{ ч}^{-1}$ . Другим переменным рабочим условием является отношение водорода к диолефиновым углеводородам, поддерживаемое в пределах зоны 115 селективного гидрирования. Полагают, что количество водорода, требуемое для достижения определённой конверсии, зависит и от температуры реактора, и от молекулярной массы углеводородов сырья. Во избежание нежелательного насыщения значительного количества моноолефиновых углеводородов должно иметься менее, чем 2,0-кратное стехиометрическое количество водорода, требуемое для селективного гидрирования диолефиновых углеводородов, которые присутствуют в жидкофазном технологическом потоке, до моноолефиновых углеводородов. Предпочтительно, мольное отношение водорода к диолефиновым углеводородам в веществе, поступающем в слой катализатора селективного гидрирования, поддерживают в диапазоне от 1:1 до 1,8:1. В некоторых случаях может быть желательнее работать с меньшим, чем требуемое стехиометрически, количеством водорода, при этом являются приемлемыми мольные отношения до 0,75:1. Оптимальный набор условий, несомненно, будет изменяться в зависимости от таких факторов, как состав потока сырья и степень насыщения диолефиновых углеводородов, которая является желаемой для достижения.

       Можно использовать любой подходящий катализатор, который способен селективно гидрировать диолефины в потоке нефти. Подходящие катализаторы включают катализатор, содержащий медь и по меньшей мере один другой металл, такой как титан, ванадий, хром, марганец, кобальт, никель, цинк, молибден и кадмий или их смеси, но не ограничиваются ими. Указанные металлы предпочтительно нанесены на неорганические оксидные носители, такие, например, как диоксид кремния и оксид алюминия.

       В некоторых вариантах осуществления катализатор используют в реакторе с неподвижным слоем, заключающем в себе цилиндрический слой катализатора, через который реагенты проходят в вертикальном направлении. В других вариантах осуществления используют реакторы с орошаемым слоем. В некоторых вариантах осуществления реагенты проходят вверх через реактор, тогда как в других вариантах осуществления используется схема с нисходящим потоком. Указанный катализатор может присутствовать внутри реактора в форме пеллет, сфер, экструдатов, гранул неправильной формы и т.д. Для использования указанного катализатора реагенты предпочтительно было бы доводить до желаемой входной температуры реакционной зоны, смешивать с водородом, а затем пропускать в реактор и через него. В качестве



альтернативы, реагенты можно смешивать с желаемым количеством водорода и затем нагревать до желаемой входной температуры. В том и другом случае выходящий поток реакционной зоны можно пропускать в установку для выделения продуктов с целью удаления остаточного водорода или можно пропускать непосредственно в следующие  
5 далее по ходу потока зоны использования продуктов, если присутствие остаточного водорода приемлемо. Водород можно удалять путём сброса давления выходящего потока до более низкого значения или пропускания выходящего потока в отпарную колонну.

Гидрированный выходящий поток 130 направляют в отгонную колонну 135, где его  
10 разделяют на лёгкую фракцию 140 и тяжёлую фракцию 145. Лёгкая фракция 140, как правило, имеет температуру кипения в диапазоне ниже 65°C, а тяжёлая фракция 145 обычно имеет температуру кипения в диапазоне выше 65°C.

Тяжёлую фракцию 145 объединяют с богатым водородом потоком 150 и вводят в зону 155 селективного гидрообессеривания для селективного удаления серы. Зона 155  
15 селективного гидрообессеривания включает в себе катализатор гидроочистки (или сочетание катализаторов гидроочистки) и работает в выбранных условиях гидроочистки, эффективных для превращения большей части серы, содержащейся в сырье, в сероводород и в то же время сведения к минимуму насыщения олефинов. В общем случае такие селективные условия включают в себя температуру от 260°C (500°F) до  
20 315°C (600°F), давление от 0,69 МПа (100 фунт/кв. дюйм изб.) до 3,45 МПа (500 фунт/кв. дюйм изб.), часовую объёмную скорость свежего жидкого углеводородного сырья от 0,5 ч<sup>-1</sup> до 10 ч<sup>-1</sup>. Другие условия гидроочистки также возможны, в зависимости от конкретных материалов сырья, подлежащих обработке. Зона 155 селективного гидрообессеривания может содержать один реактор или множество реакторов, и каждый  
25 реактор может содержать одну или несколько реакционных зон с одинаковыми или различными катализаторами для превращения серы и азота в сероводород и аммиак.

Подходящие катализаторы гидрообессеривания представляют собой любые известные традиционные катализаторы гидроочистки и охватывают катализаторы, которые  
30 образованы из по меньшей мере одного металла VIII группы (предпочтительно железа, кобальта и никеля, более предпочтительно кобальта и/или никеля) и по меньшей мере одного металла VI группы (предпочтительно молибдена и вольфрама) на материале носителя с высокой площадью поверхности, предпочтительно оксиде алюминия. Другие подходящие катализаторы гидроочистки включают цеолитные катализаторы, а также катализаторы с благородными металлами, где благородный металл выбран из палладия  
35 и платины. То, что в одном и том же реакционном сосуде используется больше одного типа катализаторов гидроочистки, находится в пределах объёма способов, описанных в настоящем документе. Металл VIII группы, как правило, присутствует в количестве, находящемся в диапазоне от 0,5 до 20 масс. процентов, предпочтительно от 0,5 до 10 масс. процентов. Металл VI группы обычно присутствует в количестве, находящемся  
40 в диапазоне от 1 до 25 масс. процентов, а предпочтительно от 1 до 12 масс. процентов. Несмотря на то, что в вышеизложенном описаны некоторые типичные катализаторы гидроочистки, также можно использовать и другие катализаторы гидроочистки и/или гидрообессеривания, в зависимости от конкретного материала сырья и желаемого качества выходящего потока.

Условия в зоне 155 селективного гидрообессеривания являются эффективными для превращения более 50 процентов серы тяжёлой фракции 145 в сероводород, а предпочтительно для превращения от 60 до 80 процентов серы в сероводород. В то же время выбранные условия не благоприятствуют насыщению олефинов для сохранения

в целом октанового числа. Однако в указанных условиях некоторое количество полученного сероводорода реагирует с образованием меркаптанов. Данные реакции часто называют обратными реакциями или реакциями рекомбинации.

5 Выходящий поток 160 из зоны 155 селективного гидрообессеривания может иметь температуру кипения, например, в диапазоне от 60°C до 220°C, или от 65°C до 220°C, или от 60°C до 200°C, или от 65°C до 200°C. В некоторых вариантах осуществления выходящий поток 160 может иметь температуру кипения T5 от 60°C до 70°C, температуру кипения T95 от 160°C до 200°C, а конечную температуру кипения от 200°C до 220°C или выше.

10 Выходящий поток 160 из зоны 155 селективного гидрообессеривания направляют в сепаратор 165, где его разделяют на богатый водородом поток 170 и жидкий поток 175.

В некоторых вариантах осуществления одна часть богатого водородом потока 170 включает в себе богатый водородом поток 150, а остальная часть включает в себе 15 рецикловый водородный поток 125. При необходимости к богатому водородом потоку 170 можно добавлять подпиточный водород 120.

Жидкий поток 175 направляют в зону 180 фракционирования, где его разделяют на по меньшей мере два потока. Как проиллюстрировано на фиг. 1, жидкий поток 175 20 разделяют на богатый меркаптанами поток 185, отбираемый в виде потока бокового погона, и первый бедный меркаптанами поток 190, отбираемый из кубовой части зоны 180 фракционирования. В указанном варианте осуществления богатый меркаптанами поток 185 имеет температуру кипения в диапазоне от 60°C до 120°C, или от 60°C до 100°C, или от 65°C до 120°C, или от 65°C до 100°C. Первый бедный меркаптанами поток 190 имеет температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, или от 120°C до 220°C, 25 или от 100°C до 200°C или от 120°C до 200°C. В некоторых вариантах осуществления богатый меркаптанами поток 185 имеет температуру кипения T5 от 60°C до 70°C, температуру кипения T95 от 90°C до 100°C, а конечную температуру кипения от 100°C до 120°C. В определённых вариантах осуществления бедный меркаптанами поток 190 имеет температуру кипения T5 от 120°C до 140°C, температуру кипения T95 от 190°C 30 до 210°C, а конечную температуру кипения от 200°C до 220°C.

Богатый меркаптанами поток 185 направляют в зону 195 каустической экстракции для удаления меркаптанов. Бедный серой каустический поток 200 входит в зону 195 каустической экстракции и контактирует с богатым меркаптанами потоком 185. В 35 процессе каустической экстракции можно использовать любой щелочной реагент, который способен экстрагировать меркаптаны из потока сырья в фактических рабочих условиях и который можно регенерировать описанным образом. Предпочтительный щелочной реагент содержит водный раствор гидроксида щелочного металла, такого как гидроксид натрия или гидроксид калия. Гидроксид натрия, обычно называемый каустиком, можно использовать в концентрациях от 1 до 50 масс.%, при этом 40 предпочтительный диапазон концентраций составляет от 5 до 25 масс. %. При необходимости, можно добавлять реагент для повышения растворимости меркаптанов в растворе, как правило, метанол или этанол, хотя можно использовать и другие реагенты, такие как фенол, крезол или масляная кислота.

Условия, используемые в зоне 195 каустической экстракции, могут сильно варьировать 45 в зависимости от таких факторов, как природа углеводородного потока, подлежащего обработке, а также содержание в нём меркаптанов и т.д. В общем случае экстракцию можно осуществлять при температуре окружающей среды выше 15,6°C (60°F) и давлении, достаточном для обеспечения работы в жидком состоянии. Давление может находиться

в диапазоне от атмосферного до 6,9 МПа (изб.) (1000 фунт/кв. дюйм изб.) или выше, но предпочтительным является давление в диапазоне от 345 кПа (изб.) до 1034 кПа (изб.) (от 50 фунт/кв. дюйм изб. до 150 фунт/кв. дюйм изб.).

Второе соображение заключается в том, что выбранное давление должно  
5 обеспечивать, чтобы в щелочном потоке растворялось адекватное количество кислорода на следующей далее по потоку стадии окисления (не показана), которая при  
практическом осуществлении предпочтительно функционирует по существу при том же давлении, что и зона 195 каустической экстракции, с учётом обычных падений  
давления технологического потока. Температура в зоне 195 каустической экстракции  
10 желательна находится в диапазоне от 10°C до 121°C (от 50°F до 250°F), или от 26,7°C до 48,9°C (от 80°F до 120°F). Кратность объёма щелочного раствора, требуемого на объём сырьевого потока, будет варьировать в зависимости от содержания меркаптанов в сырьевом потоке. Как правило, указанное соотношение составляет от 0,01:1 до 1:1, хотя могут быть желательны и другие соотношения. Оптимальная экстракция в данной  
15 жидкостной системе достигается при скорости через перфорационные отверстия, составляющей от 5 до 10 фут в секунду. По существу все экстрагируемые меркаптаны должны перемещаться в щелочной раствор из сырьевого потока. Подразумевается, что употребляемый в настоящем документе термин «по существу все» относится к по меньшей мере 95%, а предпочтительно к 98% всего упоминаемого вещества.

20 Меркаптаны перемещаются из богатого меркаптанами потока 185 в бедный серой каустический поток 200, что в результате приводит к образованию второго бедного меркаптанами потока 205 и богатого серой каустического потока 210.

Богатый серой каустический поток 210 можно направлять на обработку для удаления серы (не показано) и при желании возвращать в зону 195 каустической экстракции.

25 Второй бедный меркаптанами поток 205 можно объединять с первым бедным меркаптанами потоком 190 для формирования объединённого бедного меркаптанами потока 215. В определённом варианте осуществления лёгкую фракцию 140 можно объединять с первым бедным меркаптанами потоком 190, вторым бедным меркаптанами потоком 205 или с обоими потоками.

30 Объединённый бедный меркаптанами поток 215 можно направлять в пул смешения бензина.

Также имеется верхний поток 220, который конденсируется и разделяется в сепараторе 225 на газовый поток 230 и жидкий поток 235, который поступает обратным потоком в зону 180 фракционирования.

35 При таком подходе удерживаются олефины, присутствующие во фракции нефти, имеющей температуру кипения в диапазоне от 60°C до 120°C, в богатом меркаптанами потоке 185, отбираемом в виде потока бокового погона из зоны 180 фракционирования.

В качестве альтернативы, жидкий поток 175 из сепаратора 165 можно было бы разделять на богатый меркаптанами поток и низкокипящий первый бедный  
40 меркаптанами поток, а также высококипящий первый бедный меркаптанами поток, как обсуждается ниже в связи с фиг. 2.

В способе 300, показанном на фиг. 2, богатый меркаптанами поток подвергают обработке в реакторе доочистки для уменьшения содержания меркаптанов.

Сырьё 105, представляющее собой нефть FCC, гидрируют в зоне 115 селективного  
45 гидрирования, разделяют на лёгкую фракцию 140 и тяжёлую фракцию 145 в отгонной колонне 135 и обессеривают в зоне 155 селективного гидрообессеривания тем же образом, что описан выше в связи с фиг. 1.

Выходящий поток 160 из зоны 155 селективного гидрообессеривания направляют в

сепаратор 165, который представляет собой сепаратор с разделительной стенкой. Сепаратор 165 с разделительной стенкой имеет стенку 305, разделяющую его на две секции 310, 315. Выходящий поток 160 поступает в секцию 310, где он разделяется на богатый водородом поток 170 и жидкий поток 175.

5 Жидкий поток 175 направляют в зону 180 фракционирования, где он разделяется на первый низкокипящий бедный меркаптанами поток 320, богатый меркаптанами поток 325 и первый высококипящий бедный меркаптанами поток 330. Первый низкокипящий бедный меркаптанами поток 320 имеет диапазон температур кипения ниже диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока 325, тогда как первый  
10 высококипящий бедный меркаптанами поток 330 имеет диапазон температур кипения выше, чем у богатого меркаптанами потока 325. Например, низкокипящий бедный меркаптанами поток 320 мог иметь температуру кипения в диапазоне от 60°C до 85°C, или от 65°C до 85°C, богатый меркаптанами поток 325 мог иметь температуру кипения в диапазоне от 85°C до 120°C, или от 85°C до 100°C, а высококипящий бедный  
15 меркаптанами поток 330 мог иметь температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, или от 120°C до 220°C, или от 100°C до 200°C, или от 120°C до 200°C. В некоторых вариантах осуществления низкокипящий бедный меркаптанами поток 320 имеет температуру кипения T5 от 60°C до 65°C, температуру кипения T95 от 75°C до 85°C и конечную температуру кипения от 80°C до 90°C). В определённых вариантах  
20 осуществления богатый меркаптанами поток 325 имеет температуру кипения T5 от 80°C до 90°C, температуру кипения T95 от 90°C до 100°C и конечную температуру кипения от 100°C до 120°C. В некоторых вариантах осуществления высококипящий бедный меркаптанами поток 330 имеет температуру кипения T5 от 100°C до 120°C, температуру кипения T95 от 180°C до 200°C и конечную температуру кипения от 200°C  
25 до 220°C.

Богатый меркаптанами поток 325 и богатый водородом поток 335 направляют в реактор доочистки (например, реактор гидрообессеривания) 340. Богатый водородом поток 335 может быть частью богатого водородом потока 170 из сепаратора 165 с разделительной стенкой.

30 Реактор 340 доочистки включает в себя катализатор обессеривания. Подходящие катализаторы включают в себя никель, никель и молибден, цеолитные катализаторы и катализаторы, содержащие благородные металлы, например, платину или палладий, но не ограничиваются ими. В общем случае, реактор 340 доочистки работает при температуре в диапазоне от 280°C до 380°C и давлении в диапазоне от 350 кПа (изб.)  
35 до 3450 кПа (изб.).

Обессеренный выходящий поток 345 из реактора 340 доочистки направляют в секцию 315 сепаратора 165 с разделительной стенкой, где он разделяется на богатый водородом поток 170 и жидкий поток 350.

Жидкий поток 350 направляют в зону 355 отпаривания для удаления газов 360, образующих третий бедный меркаптанами поток 365. Третий бедный меркаптанами  
40 поток 365 можно объединять с одним или несколькими потоками: с низкокипящим первым бедным меркаптанами потоком 320, высококипящим бедным меркаптанами потоком 330 и лёгкой фракцией 140 из отгонной колонны 135, для формирования объединённого бедного меркаптанами потока 370.

45 За счёт направления концентрированного богатого меркаптанами потока 325 в реактор 340 доочистки, можно уменьшать размер реактора 340 доочистки на значительную величину, в некоторых случаях до 75-80%. В указанном варианте осуществления низкокипящий бедный меркаптанами поток 320, который имеет диапазон

температур кипения от 60°C до 85°C, не направляют в реактор 340 доочистки, что в результате приводит к сохранению олефинов, присутствующих в данной фракции.

В качестве альтернативы, жидкий поток 175 можно разделять на богатый меркаптанами поток и бедный меркаптанами поток, как описано выше на фиг. 1, а не на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока.

В способе 400, показанном на фиг. 3, богатый меркаптанами поток подвергают обработке путём возвращения его в зону 115 селективного гидрирования, в которой меркаптаны превращаются в тяжёлые дисульфиды. Таким образом, исключается отдельная зона доочистки.

Сырьё 105, представляющее собой нефть FCC, гидрируют в зоне 115 селективного гидрирования, разделяют на лёгкую фракцию 140 и тяжёлую фракцию 145 в отгонной колонне 135, обессеривают в зоне 155 селективного гидрообессеривания, разделяют на богатый водородом поток 170 и жидкий поток 175 тем же образом, что описан выше в связи с фиг. 1.

Жидкий поток 175 направляют в зону 180 фракционирования, где он разделяется на низкокипящий первый бедный меркаптанами поток 405, богатый меркаптанами поток 410 и высококипящий первый бедный меркаптанами поток 415.

Богатый меркаптанами поток 410 направляют в зону 115 селективного гидрирования для повторной обработки.

Расходы богатого меркаптанами потока 410 и высококипящего первого бедного меркаптанами потока 415 можно регулировать с помощью регулятора 420 соотношения.

Низкокипящий первый бедный меркаптанами поток 405 можно объединять с одним или несколькими потоками: высококипящим первым бедным меркаптанами потоком 415 и лёгкой фракцией 140 из отгонной колонны 135, для образования объединённого бедного меркаптанами потока 425.

В качестве альтернативы, жидкий поток 175 можно разделять на богатый меркаптанами поток и бедный меркаптанами поток, как описано выше на фиг. 1, а не на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока.

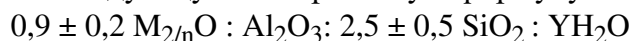
В способе 500, показанном на фиг. 4, богатый меркаптанами поток подвергают обработке путём пропускания его в зону 520 адсорбции.

Сырьё 105, представляющее собой нефть FCC, гидрируют в зоне 115 селективного гидрирования, разделяют на лёгкую фракцию 140 и тяжёлую фракцию 145 в отгонной колонне 135, обессеривают в зоне 155 селективного гидрообессеривания, разделяют на богатый водородом поток 170 и жидкий поток 175 тем же образом, что описан выше в связи с фиг. 1.

Жидкий поток 175 направляют в зону 180 фракционирования, где он разделяется на низкокипящий первый бедный меркаптанами поток 505, богатый меркаптанами поток 510 и высококипящий первый бедный меркаптанами поток 515.

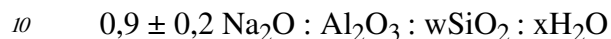
Богатый меркаптанами поток 510 направляют в зону 520 адсорбции. Зона 520 адсорбции включает в себе один или несколько слоёв адсорбентов, содержащих адсорбент. Адсорбент может быть регенерируемым или нерегенерируемым.

Подходящие адсорбенты включают в себя никельсодержащий цеолит Y, никель-обмененный цеолит X, молибден-обмененный цеолит X, смектитовую глину, имеющую площадь поверхности по меньшей мере 150 м<sup>2</sup>/г, и их смеси, но не ограничиваются ими. Цеолит X принадлежит к фожазитному семейству цеолитов. Об его синтезе впервые сообщалось в патенте США № 2882244, который включён в виде ссылки. Цеолит X имеет следующую эмпирическую формулу:



где М представляет собой щелочной или щёлочно-земельный металл, "n" является валентностью М, а "Y" принимает значение вплоть до 8. Вкратце, цеолит X получают путём приготовления реакционной смеси, содержащей реакционноспособные источники компонентов, взаимодействия смеси при температуре от 21°C до 120°C в течение периода времени от 1 часа до 100 часов. Цеолит X обычно синтезируют в натриевой форме. То есть, натрий является противоионом, присутствующим в порах цеолита.

Синтез цеолита Y описан в патенте США № 3130007, который включён в виде ссылки. Цеолит Y имеет следующую эмпирическую формулу, выраженную в единицах молей оксидов:



где «w» принимает значение от величины больше 3 до 6, а «x» принимает значение вплоть до 9. Как и в случае цеолита X, готовят реакционную смесь, содержащую соответственное соотношение материалов, а затем подвергают взаимодействию при температуре от 20°C до 125°C в течение периода времени от 16 часов до 8 дней.

Никелевые или молибденовые формы цеолитов X и Y можно получать способами ионного обмена, хорошо известными в данной области техники. Ионный обмен можно выполнять периодическим или непрерывным способом, при этом предпочтительным является непрерывный способ. Соли металлов, которые можно использовать для осуществления обмена, включают в себя хлорид никеля, нитрат никеля и молибдат натрия.

Ещё один набор адсорбентов представляет собой группу глин, которые составляют смектитовое семейство глин и которые имеют площадь поверхности по меньшей мере 150 м<sup>2</sup>/г. Глины состоят из бесчисленных слоёв (пластинок) оксидов и гидроксидов металлов, расположенных один на другом. Указанные слои или листы образованы тетраэдрически координированными катионами, которые связаны через общие атомы кислорода в листы катионов, октаэдрически координированных с атомами кислорода и гидроксидными. Когда один октаэдрический лист связан с одним тетраэдрическим листом, образуется слоистая структура 1:1 в форме каолинита, тогда как в случае, если один октаэдрический лист связан с двумя тетраэдрическими листами, формируется слоистая структура 2:1 в форме бейделлита. Анионовые заряды на тетраэдрических слоях (обычно кремнийсодержащих слоях) нейтрализуются в межпластиночных пространствах такими катионами, как Na<sup>+</sup> или Ca<sup>+2</sup>. Указанные катионы можно подвергать обмену с другими катионами.

Смектитовые глины представляют собой слоёные, способные к набуханию глины 2:1. Под способностью к набуханию подразумевается, что глины набухают или расширяются при размещении в воде или других растворителях. Конкретными смектитовыми глинами являются монтмориллонит, бейделлит, нонтронит, гекторит, сапонит и сауконит.

Контактирование жидкого углеводородного потока с любыми адсорбентами, описанными выше, можно осуществлять способами, хорошо известными в данной области техники. Например, контактирование можно воплощать в периодическом режиме или в непрерывном режиме. В периодическом режиме поток, подлежащий обработке, смешивают с достаточным количеством адсорбента в реакционном сосуде соответствующего размера. Полученную смесь можно перемешивать или размешивать для обеспечения полного контакта потока с адсорбентом. С целью обеспечения полной адсорбции соединений серы на носителе, необходимо, чтобы углеводородный поток подвергали контактированию с твёрдым раствором в течение периода времени от 10

минут до 10 часов. При использовании непрерывного процесса адсорбент размещают в вертикальной колонне и поток, подлежащий обработке, пропускают в направлении вверх через колонну. Поток пропускают с часовой объёмной скоростью жидкости от 0,1 ч<sup>-1</sup> до 10 ч<sup>-1</sup>.

Независимо от того, осуществляют ли способ периодическим или непрерывным способом, адсорбент можно использовать в форме экструдатов, гранул, шариков, сфер и т.д. Обычно адсорбент смешивают со связующим, таким как глина аттапульгит, глина минугель и глина бентонит, а затем придают желаемую форму. Количество используемого связующего варьирует от 8 до 20 масс. %. Способы получения различных форм хорошо известны в данной области техники.

Несомненно, контактирование можно осуществлять в широком диапазоне температур. Как правило, диапазон температур составляет от 10°C до 100°C или от 20°C до 70°C. Процесс проводят при атмосферном давлении или давлениях до 1379 кПа (изб.) (200 фунт/кв. дюйм изб.).

Второй бедный меркаптанами поток 525, поступающий из зоны адсорбции 520, можно объединять с низкокипящим первым бедным меркаптанами потоком 505 и/или высококипящим первым бедным меркаптанами потоком 515 для образования объединённого бедного меркаптанами потока 530. В некоторых вариантах осуществления лёгкую фракцию 140 также можно объединять с одним или несколькими из указанных потоков.

В качестве альтернативы, жидкий поток 175 можно разделять на богатый меркаптанами поток и бедный меркаптанами поток, как описано выше на фиг. 1, а не на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока.

В варианте осуществления, показанном на фиг. 5, богатый меркаптанами поток подвергают обработке с использованием ионной жидкости.

Сырьё 105, представляющее собой нефту FCC, гидрируют в зоне 115 селективного гидрирования, разделяют на лёгкую фракцию 140 и тяжёлую фракцию 145 в отгонной колонне 135, обессеривают в зоне 155 селективного гидрообессеривания, разделяют на богатый водородом поток 170 и жидкий поток 175, тем же образом, что описан выше в связи с фиг. 1.

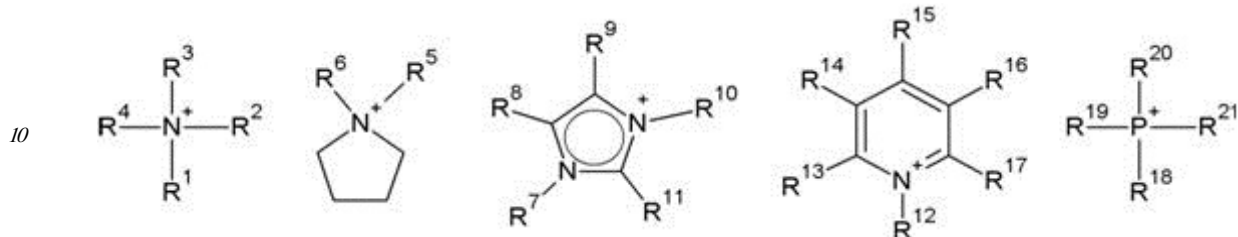
Жидкий поток 175 направляют в зону 180 фракционирования, где его разделяют на низкокипящий первый бедный меркаптанами поток 605, богатый меркаптанами поток 610 и высококипящий первый бедный меркаптанами поток 615.

Богатый меркаптанами поток 610 направляют в зону 620 экстракции ионной жидкостью вместе с бедным потоком 625 ионной жидкости. Бедный поток 625 ионной жидкости может содержать свежую ионную жидкость и/или регенерированную ионную жидкость.

Ионные жидкости, подходящие для использования в настоящем изобретении, представляют собой не смешивающиеся с нефтой ионные жидкости. Употребляемый в настоящем документе термин «не смешивающаяся с нефтой ионная жидкость» подразумевает, что ионная жидкость способна образовывать фазу, отдельную от нефти, в рабочих условиях процесса. Ионные жидкости, которые смешиваются с нефтой в условиях процесса, будут полностью растворимы в нефти; следовательно, никакое фазовое разделение невозможно. Таким образом, не смешивающиеся с нефтой ионные жидкости могут быть нерастворимы или частично растворимы в углеводородном сырье в рабочих условиях. Полагают, что ионная жидкость, способная в рабочих условиях образовывать фазу, отдельную от нефти, является не смешивающейся с нефтой. Ионные жидкости согласно изобретению могут быть нерастворимыми, частично растворимыми

или полностью растворимыми в воде (смешивающимися с водой).

Ионная жидкость может быть любой кислотной ионной жидкостью. Может иметься одна или несколько ионных жидкостей. Ионная жидкость имеет в своём составе органический катион и анион. Подходящие катионы включают в себя азотсодержащие катионы и фосфорсодержащие катионы, но не ограничиваются ими. Подходящие органические катионы включают в себя:



где  $R^1$ - $R^{21}$  независимо выбраны из  $C_1$ - $C_{20}$ -углеводородов, производных  $C_1$ - $C_{20}$ -углеводородов, галогенов и H, но не ограничиваются ими. Подходящие углеводороды и производные углеводородов охватывают насыщенные и ненасыщенные углеводороды, галогензамещённые и частично замещённые углеводороды, а также их смеси. Особенно подходящими являются  $C_1$ - $C_8$ - углеводороды.

Анион может образовываться из галогенидов, как правило, галометаллатов и их сочетаний. Анион обычно образуется из галогенидов металлов или неметаллов, таких как хлориды, бромиды, иодиды, фториды металлов и неметаллов, или их сочетаний. Сочетания галогенидов включают в себя смеси двух или более галогенидов металлов или неметаллов (например,  $AlCl_4^-$  и  $BF_4^-$ ), а также смеси двух или более галогенидов одного металла или неметалла (например,  $AlCl_3Br^-$ ), но не ограничиваются ими. В некоторых вариантах осуществления металлом является алюминий, при этом мольная доля алюминия в анионе находится в диапазоне  $0 < Al < 0,25$ . Подходящие анионы охватывают  $AlCl_4^-$ ,  $Al_2Cl_7^-$ ,  $Al_3Cl_{10}^-$ ,  $AlCl_3Br^-$ ,  $Al_2Cl_6Br^-$ ,  $Al_3Cl_9Br^-$ ,  $AlBr_4^-$ ,  $Al_2Br_7^-$ ,  $Al_3Br_{10}^-$ ,  $GaCl_4^-$ ,  $Ga_2Cl_7^-$ ,  $Ga_3Cl_{10}^-$ ,  $GaCl_3Br^-$ ,  $Ga_2Cl_6Br^-$ ,  $Ga_3Cl_9Br^-$ ,  $CuCl_2^-$ ,  $Cu_2Cl_3^-$ ,  $Cu_3Cl_4^-$ ,  $ZnCl_3^-$ ,  $FeCl_3^-$ ,  $FeCl_4^-$ ,  $Fe_3Cl_7^-$ ,  $PF_6^-$  и  $BF_4^-$ , но не ограничиваются ими.

Стадию удаления меркаптанов можно проводить в условиях удаления меркаптанов, включающих в себя температуры и давления, достаточные для поддержания ионной жидкости и сырьевой нефти, а также выходящих потоков в форме жидкостей. Например, температура стадии удаления меркаптанов может находиться в диапазоне от  $10^\circ C$  до величины ниже температуры разложения ионной жидкости, а давление может находиться в диапазоне от атмосферного давления до 700 кПа (изб.). Если ионная жидкость содержит больше одного компонента ионной жидкости, температура разложения ионной жидкости представляет собой наиболее низкую температуру, при которой разлагается какой-либо из компонентов ионной жидкости. Стадию удаления меркаптанов можно проводить при постоянной температуре и давлении, либо ступени контактирования и разделения стадии удаления меркаптанов можно осуществлять при разных температурах и/или давлениях. В одном из вариантов осуществления стадию контактирования проводят при первой температуре, а стадию разделения проводят при температуре по меньшей мере на  $5^\circ C$  ниже первой температуры. Такие разности температур могут облегчать разделение фаз нефти и ионной жидкости.

Условия стадии удаления меркаптанов, такие как время контактирования или



смешивания, время разделения или отстаивания и отношение богатого меркаптанами потока 610 к бедному потоку 625 ионной жидкости, могут значительно варьировать с учётом, например, конкретной используемой ионной жидкости или жидкостей, природы сырьевой нефти (прямогонной или предварительно обработанной), содержания серы в сырьевой нефти, требуемой степени удаления серы, числа используемых стадий удаления серы и конкретно используемого оборудования. В общем случае предполагается, что время контактирования может находиться в диапазоне от менее одной минуты до двух часов; время отстаивания может находиться в диапазоне от одной минуты до восьми часов; а массовое соотношение сырьевой нефти к бедной ионной жидкости, вводимой на стадию удаления серы, может находиться в диапазоне от 1:10 000 до 10 000:1. В одном из вариантов осуществления массовое соотношение сырьевой нефти к бедной ионной жидкости может находиться в диапазоне от 1:1 000 до 1 000:1; и массовое соотношение сырьевой нефти к бедной ионной жидкости может находиться в диапазоне от 1:100 до 100:1. В определённом варианте осуществления масса сырьевой нефти больше массы ионной жидкости, вводимой на стадию удаления серы.

Богатый меркаптанами поток 610 и поток 625 бедной ионной жидкости подвергают контактированию с образованием второго бедного меркаптанами потока 630 и богатого меркаптанами потока 635 ионной жидкости, содержащего меркаптановые соединения. В одном из вариантов осуществления зона 620 экстракции ионной жидкостью включает зону контактирования со смесителем/отстойником, в котором смешивают богатый меркаптанами поток 610 и поток 625 бедной ионной жидкости, а затем дают им отстаиваться, что приводит к образованию двух фаз: фазы ионной жидкости и фазы нефти.

В другом варианте осуществления зона 620 экстракции ионной жидкостью включает в себя колонну противоточной экстракции. Богатый меркаптанами поток 610 и поток 625 бедной ионной жидкости протекают противотоком, и меркаптановые соединения перемещаются из богатого меркаптанами потока в ионную жидкость.

Зона 620 экстракции ионной жидкостью может при необходимости включать необязательно, зону промывания водой для извлечения ионной жидкости, унесённой нефтью или иным образом остающейся в ней. Стадию промывания водой можно выполнять с использованием любого подходящего оборудования и условий, применяемых для проведения другой промывки жидкости жидкостью и операций экстракции.

При желании богатый меркаптанами поток 635 ионной жидкости можно направлять в необязательную зону регенерации для регенерирования богатой ионной жидкости путём удаления из неё меркаптановых соединений. Богатую ионную жидкость можно подвергать регенерации любым подходящим способом. Разработано большое разнообразие способов регенерирования ионных жидкостей. Например, в патентах США 7651970, 7825055, 7956002, 7732363, каждый из которых включён в настоящий документ путём ссылки, описано контактирование ионной жидкости, содержащей связанный полимер, с восстанавливающим металлом (например, Al), инертным углеводородом (например, гексаном), а также водородом, и нагревание до 100°C для перемещения связанного полимера в углеводородную фазу, что позволяет удалять связанный полимер из фазы ионной жидкости. Другой способ включает в себя контактирование ионной жидкости, содержащей связанный полимер, с восстанавливающим металлом (например, Al) в присутствии инертного углеводорода (например, гексана) и нагревание до 100°C для перемещения связанного полимера в

углеводородную фазу, что позволяет удалять связанный полимер из фазы ионной жидкости. Смотрите, например, патент США 7674739 В2, который включён в настоящий документ путём ссылки. Ещё один способ регенерирования ионной жидкости включает в себя контактирование ионной жидкости, содержащей связанный полимер, с

5 восстанавливающим металлом (например, Al), HCl и инертным углеводородом (например, гексаном) и нагревание до 100°C для перемещения связанного полимера в углеводородную фазу. Смотрите, например, патент США 7727925, который включён в настоящий документ путём ссылки. Ионную жидкость можно регенерировать при

10 добавлении гомогенного металлического катализатора гидрирования (например,  $(PPh_3)_3RhCl$ ) к ионной жидкости, содержащей связанный полимер и инертный углеводород (например, гексан), и введении водорода. Связанный полимер восстанавливается и перемещается в углеводородный слой. Смотрите, например, патент США 7678727, который включён в настоящий документ путём ссылки. Другой способ

15 регенерирования ионной жидкости включает в себя добавление HCl, изобутана и инертного углеводорода в ионную жидкость, содержащую связанный полимер, и нагревание до 100°C. Связанный полимер реагирует с образованием незаряженного комплекса, который перемещается в углеводородную фазу. Смотрите, например, патент США 7674740, который включён в настоящий документ путём ссылки. Ионную жидкость

20 также можно было бы регенерировать при добавлении нанесённого на носитель металлического катализатора гидрирования (например, Pd/C) к ионной жидкости, содержащей связанный полимер и инертный углеводород (например, гексан). Вводят водород, и связанный полимер восстанавливается и перемещается в углеводородный

25 слой. Смотрите, например, патент США 7691771, который включён в настоящий документ путём ссылки. Ещё один способ включает в себя добавление подходящего субстрата (например, пиридина) к ионной жидкости, содержащей связанный полимер. По истечении определённого периода времени добавляют инертный углеводород для отмывания высвободившегося связанного полимера. К ионной жидкости (например, [бутилпиридинию][Al<sub>2</sub>Cl<sub>7</sub>]), содержащей связанный полимер, добавляют предшественник

30 ионной жидкости [бутилпиридиний] [Cl], за которым следует инертный углеводород. После перемешивания отделяют углеводородный слой, что в результате приводит к образованию регенерированной ионной жидкости. Смотрите, например, патент США 7737067, который включён в настоящий документ путём ссылки. Другой способ

35 включает в себя добавление ионной жидкости, содержащей связанный полимер, к подходящему субстрату (например, пиридину) и в электрохимическую ячейку, заключающую в себе два алюминиевых электрода и инертный углеводород. Прилагают напряжение и измеряют ток для определения степени восстановления. По истечении

40 заданного периода времени инертный углеводород отделяют, что в результате приводит к образованию регенерированной ионной жидкости. Смотрите, например, патент США 8524623, который включён в настоящий документ путём ссылки. Ионные жидкости

45 также можно регенерировать путём контактирования с силановыми соединениями (заявка на патент США, регистрационный № 14/269943), борановыми соединениями (заявка на патент США, регистрационный № 14/269978), Бренстедовскими кислотами (заявка на патент США, регистрационный № 14/229329) или C<sub>1</sub>-C<sub>10</sub>-парафинами (заявка на патент США, регистрационный № 14/229403), каждая из которых включена в настоящий документ путём ссылки.

Второй бедный меркаптанами поток 630 можно объединять с низкокипящим первым бедным меркаптанами потоком 605 и/или высококипящим первым бедным

меркаптанами потоком 615 для образования объединённого бедного меркаптанами потока 640. В некоторых вариантах осуществления лёгкую фракцию 140 также можно объединять с одним или несколькими из указанных потоков.

5 В качестве альтернативы, жидкий поток 175 можно разделять на богатый меркаптанами поток и бедный меркаптанами поток, как описано выше на фиг. 1, а не на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока.

Конкретные варианты осуществления

10 Хотя нижеследующее описано в сочетании с конкретными вариантами осуществления, следует понимать, что данное описание предназначено для иллюстрации, а не ограничения объёма предшествующего описания и прилагаемой формулы изобретения.

Первый вариант осуществления данного изобретения представляет собой способ уменьшения содержания серы в неочищенной нефти, включающий в себя введение исходной нефти в зону селективного гидрирования в присутствии водорода и катализатора гидрирования в условиях селективного гидрирования для получения гидрированного сырья; разделение гидрированного сырья на по меньшей мере две фракции, лёгкую фракцию и тяжёлую фракцию; введение тяжёлой фракции в зону селективного гидрообессеривания в присутствии водорода и катализатора гидрообессеривания в условиях селективного гидрообессеривания для образования обессеренного потока, при этом обессеренный поток содержит меркаптаны; разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока, богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток; и обработку по меньшей мере части богатого меркаптанами потока для удаления по меньшей мере части меркаптановых соединений с образованием второго бедного меркаптанами потока.

Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение богатого меркаптанами потока в по меньшей мере одну из зон: зону каустической экстракции, реакционную зону гидрообессеривания, зону селективного гидрирования, зону адсорбции и зону экстракции ионной жидкостью. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, дополнительно включающие в себя объединение первого бедного меркаптанами потока со вторым бедным меркаптанами потоком. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, дополнительно включающие в себя объединение лёгкой фракции с по меньшей мере одним из первого бедного меркаптанами потока и второго бедного меркаптанами потока. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых богатый меркаптанами поток

имеет температуру кипения в диапазоне от 60°C до 100°C, а первый бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с

5 первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока, низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий диапазон температур

10 кипения ниже диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока, и высококипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий диапазон температур кипения выше диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с

15 первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85°C до 100°C, а низкокипящий первый бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 60°C до 85°C, и высококипящий первый бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C. Вариант осуществления

20 данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 60°C до 100°C, а первый бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, и в

25 которых обработка богатого меркаптанами потока включает в себя введение богатого меркаптанами потока в зону каустической экстракции. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта

30 осуществления, описанного в данном абзаце, и дополнительно включающие в себя разделение обессеренного потока на газовый поток и жидкий поток на первой стороне сепаратора с разделительной стенкой и в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение жидкого потока на по меньшей мере богатый меркаптанами поток и по меньшей мере

35 два первых бедных меркаптанами потока, при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85°C до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают в себя низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 60°C до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, и в которых обработка по меньшей мере части богатого

40 меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в реакционную зону гидрообессеривания, в которой образуется выходящий поток реакционной зоны гидрообессеривания; и дополнительно включающие в себя разделение выходящего потока реакционной зоны гидрообессеривания на газовый поток и жидкий поток на второй стороне сепаратора с разделительной стенкой;

45 отпаривание жидкого потока в отпарной зоне с образованием третьего бедного меркаптанами потока. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном

абзаце, в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока по меньшей мере на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока, при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85°C до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают в себя низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 60°C до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, и в которых обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в зону селективного гидрирования. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока, при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85°C до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают в себя низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 60°C до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, и в которых обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в зону адсорбции. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная с первого варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока, при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85°C до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают в себя низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 60°C до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C, и при этом обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в зону экстракции ионной жидкостью.

Второй вариант осуществления данного изобретения представляет собой способ уменьшения содержания серы в неочищенной нефти FCC, включающий в себя введение исходной нефти FCC в зону селективного гидрирования в присутствии водорода и катализатора гидрирования в условиях селективного гидрирования для получения гидрированного сырья; разделение гидрированного сырья на по меньшей мере две фракции, более лёгкую фракцию и более тяжёлую фракцию; введение более тяжёлой фракции в зону селективного гидрообессеривания в присутствии водорода и катализатора гидрообессеривания в условиях селективного гидрообессеривания для образования обессеренного потока, при этом обессеренный поток содержит меркаптаны; разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока, богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток; и

обработку по меньшей мере части богатого меркаптанами потока для удаления по меньшей мере части меркаптановых соединений с образованием второго бедного меркаптанами потока, при этом обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в по меньшей мере одну из зон: зону каустической экстракции, реакционную зону гидрообессеривания, зону селективного гидрирования, зону адсорбции и зону экстракции ионной жидкостью. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная со второго варианта осуществления, описанного в данном абзаце, дополнительно включающие в себя по меньшей мере одно из: объединения первого бедного меркаптанами потока со вторым бедным меркаптанами потоком; и объединения более лёгкой фракции с по меньшей мере одним из: первого бедного меркаптанами потока и второго бедного меркаптанами потока. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная со второго варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток. Способ по п. 16, в котором богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения от 60°C до 100°C, а первый бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 100°C до 220°C. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная со второго варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока, низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий диапазон температур кипения ниже диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока, и высококипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий диапазон температур кипения выше диапазона кипения богатого меркаптанами потока. Вариант осуществления данного изобретения представляет собой один, любой или все предшествующие варианты осуществления, изложенные в данном абзаце, начиная со второго варианта осуществления, описанного в данном абзаце, в которых диапазон температур кипения богатого меркаптанами потока составляет от 85°C до 100°C, а диапазон температур кипения низкокипящего первого бедного меркаптанами потока составляет от 60°C до 85°C, и диапазон температур кипения высококипящего первого бедного меркаптанами потока составляет от 100°C до 220°C.

Третий вариант осуществления данного изобретения представляет собой способ уменьшения содержания серы в неочищенной нефти FCC, включающий в себя введение исходной нефти FCC в зону селективного гидрирования в присутствии водорода и катализатора гидрирования в условиях селективного гидрирования для получения гидрированного сырья; разделение гидрированного сырья на по меньшей мере две фракции, более лёгкую фракцию и более тяжёлую фракцию; введение более тяжёлой фракции в зону селективного гидрообессеривания в присутствии водорода и катализатора гидрообессеривания в условиях селективного гидрообессеривания для образования обессеренного потока, при этом обессеренный поток содержит меркаптаны; разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере богатый

меркаптанами поток, низкокипящий бедный меркаптанами поток, имеющий диапазон температур кипения ниже диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока, и высококипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий диапазон температур кипения выше диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока; и обработку по меньшей мере части богатого меркаптанами потока для удаления по меньшей мере части меркаптановых соединений с образованием второго бедного меркаптанами потока, при этом обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в по меньшей мере одну из зон: зону каустической экстракции, реакционную зону гидрообессеривания, зону селективного гидрирования, зону адсорбции и зону экстракции ионной жидкостью.

Без дополнительной проработки предполагается, что с использованием предшествующего описания, которое может применять специалист в данной области техники, настоящее изобретение в его наиболее полной степени и с лёгкостью проявляет существенные характеристики данного изобретения для воплощения различных изменений и модификаций данного изобретения, а также адаптации его к различным вариантам применения и условиям без отступления от его существа и объёма. Следовательно, предшествующие предпочтительные конкретные варианты осуществления следует истолковывать лишь в качестве иллюстративных, а не ограничивающих остальную часть раскрытия каким бы то ни было образом, и что оно предназначено для охвата разнообразных модификаций и эквивалентных схем размещения, включённых в пределы объёма прилагаемой формулы изобретения.

В вышеизложенном описании все температуры приведены в градусах Цельсия, а все части и проценты являются массовыми, если не указано иного.

25

#### (57) Формула изобретения

1. Способ уменьшения содержания серы в неочищенной нефти, включающий в себя следующее:

исходную нефть вводят в зону селективного гидрирования в присутствии водорода и катализатора гидрирования в условиях селективного гидрирования для получения гидрированного сырья;

гидрированное сырьё разделяют на по меньшей мере две фракции, лёгкую фракцию и тяжёлую фракцию;

тяжёлую фракцию вводят в зону селективного гидрообессеривания в присутствии водорода и катализатора гидрообессеривания в условиях селективного гидрообессеривания для образования обессеренного потока, который содержит меркаптаны;

разделяют по меньшей мере часть обессеренного потока на по меньшей мере два потока, богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100 до 220°C; и

подвергают обработке по меньшей мере часть богатого меркаптанами потока для удаления по меньшей мере части меркаптановых соединений с образованием второго бедного меркаптанами потока.

2. Способ по п. 1, в котором обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение богатого меркаптанами потока в по меньшей мере одну из: зоны каустической экстракции, реакционной зоны гидрообессеривания, зоны селективного гидрирования, зоны адсорбции и зоны экстракции ионной жидкостью.

3. Способ по п. 1 или 2, в котором разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на богатый меркаптанами поток и первый бедный меркаптанами поток.

5 4. Способ по п. 3, в котором богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 60 до 100°C.

5. Способ по п. 1 или 2, в котором разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два  
10 первых бедных меркаптанами потока, низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, характеризующийся диапазоном температур кипения ниже диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока, и высококипящий первый бедный меркаптанами поток, характеризующийся диапазоном температур кипения выше  
диапазона температур кипения богатого меркаптанами потока.

15 6. Способ по п. 5, в котором богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85 до 100°C, а низкокипящий первый бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 60 до 85°C и высококипящий первый бедный меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 100 до 220°C.

7. Способ по п. 1 или 2, дополнительно включающий в себя следующее:  
20 разделяют обессеренный поток на газовый поток и жидкий поток на первой стороне сепаратора с разделительной стенкой и в котором разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение жидкого потока на по меньшей мере богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два  
два первых бедных меркаптанами потока,

25 при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85 до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 60 до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100 до 220°C, и

30 при этом обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в реакционную зону гидрообессеривания, в которой образуется выходящий поток реакционной зоны гидрообессеривания;

а также дополнительно включающий в себя следующее:  
35 выходящий поток реакционной зоны гидрообессеривания разделяют на газовый поток и жидкий поток на второй стороне сепаратора с разделительной стенкой;  
отпаривают указанный жидкий поток в отпарной зоне с образованием третьего  
бедного меркаптанами потока.

8. Способ по п. 1 или 2, в котором разделение по меньшей мере части обессеренного  
40 потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока,

при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85 до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают в  
45 себя низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 60 до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100 до 220°C, и

при этом обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает



в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в зону селективного гидрирования.

9. Способ по п. 1 или 2, в котором разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере 5 части обессеренного потока на по меньшей мере богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока,

при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85 до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают в себя низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения 10 в диапазоне от 60 до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100 до 220°C, и

при этом обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в зону адсорбции.

10. Способ по п. 1 или 2, в котором разделение по меньшей мере части обессеренного 15 потока на по меньшей мере два потока включает в себя разделение по меньшей мере части обессеренного потока на по меньшей мере богатый меркаптанами поток и по меньшей мере два бедных меркаптанами потока,

при этом богатый меркаптанами поток имеет температуру кипения в диапазоне от 85 до 100°C, а по меньшей мере два первых бедных меркаптанами потока включают 20 низкокипящий первый бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 60 до 85°C, и высококипящий бедный меркаптанами поток, имеющий температуру кипения в диапазоне от 100 до 220°C, и

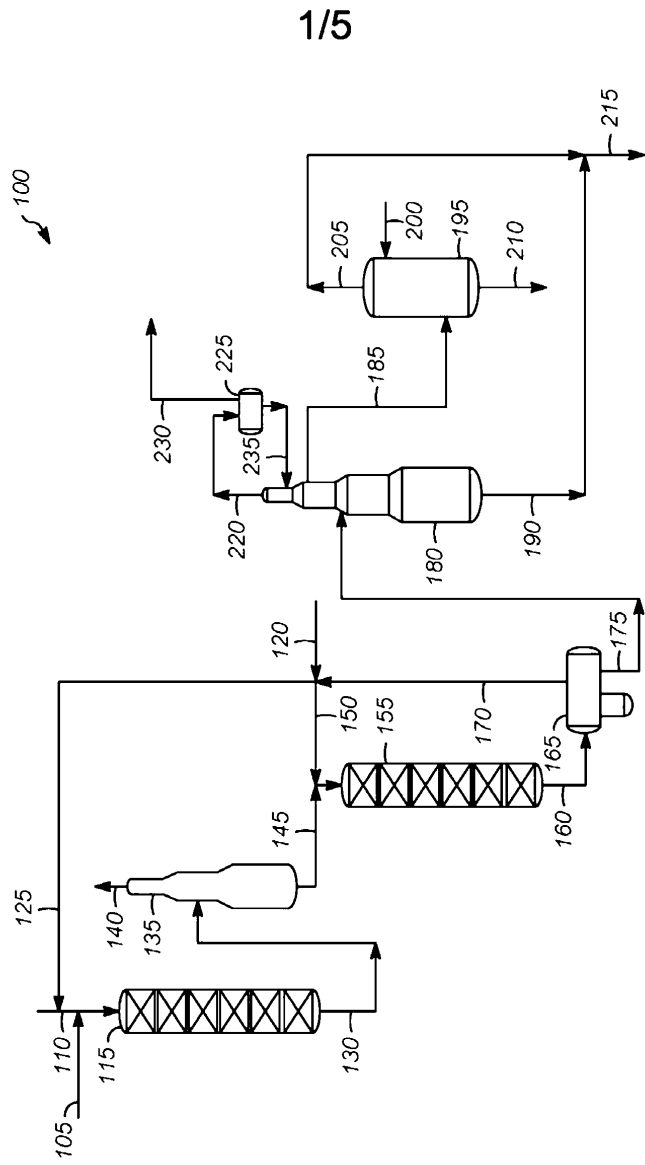
при этом обработка по меньшей мере части богатого меркаптанами потока включает в себя введение по меньшей мере части богатого меркаптанами потока в зону экстракции 25 ионной жидкостью.

30

35

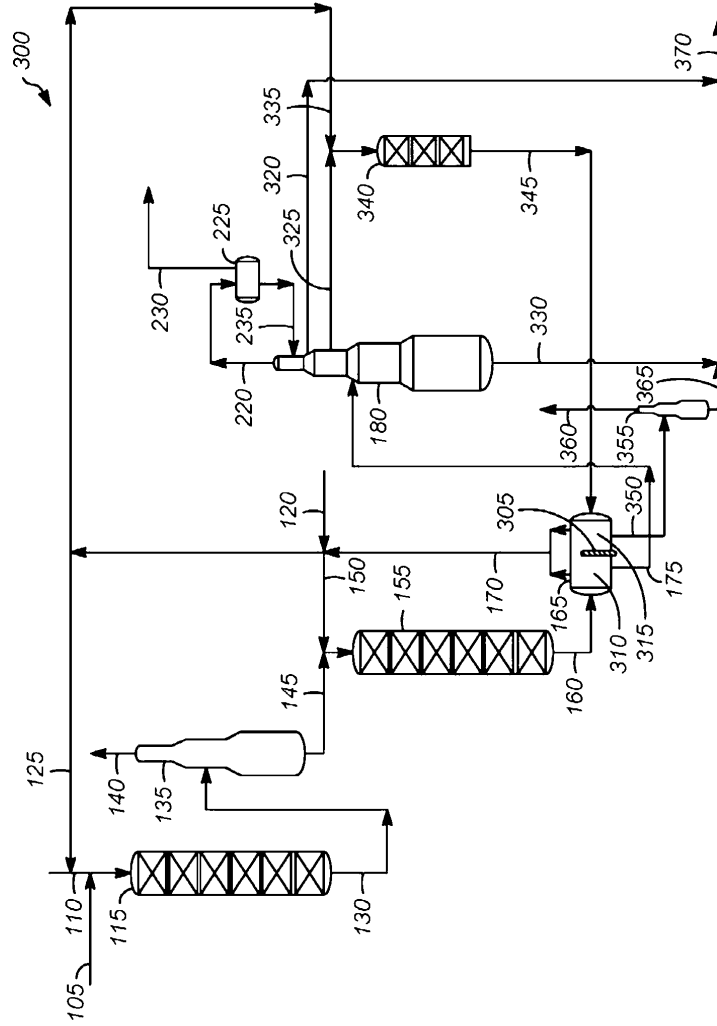
40

45



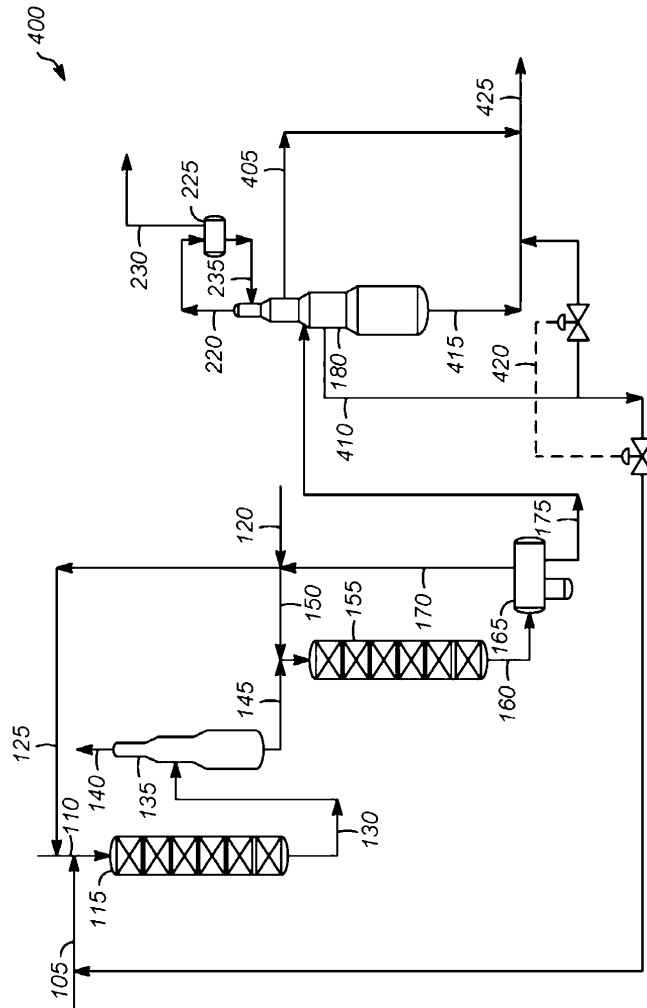
ФИГ. 1

2/5

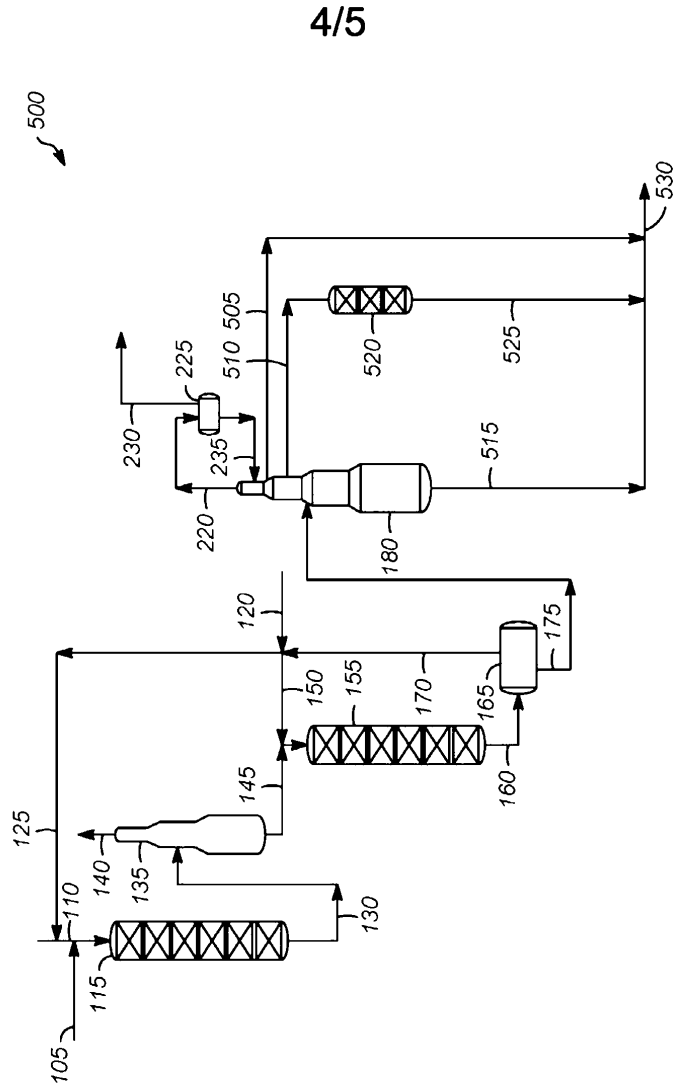


ФИГ. 2

3/5



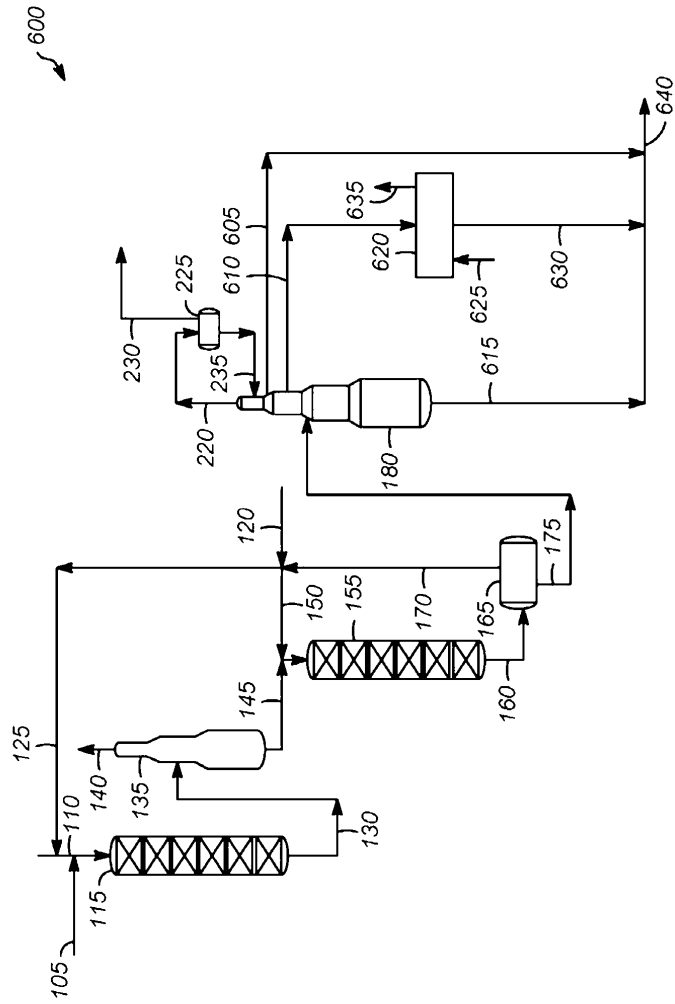
ФИГ. 3



4/5

ФИГ. 4

5/5



ФИГ. 5