

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(21) 202192560 (13) A1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ

(43) Дата публикации заявки
2021.12.07

(51) Int. Cl. C10G 55/06 (2006.01)
C10G 57/02 (2006.01)
C07C 11/06 (2006.01)

(22) Дата подачи заявки
2020.03.17

(54) ПРОЦЕСС И СИСТЕМА КАТАЛИТИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ГАЗОЛИНА И ПРОПИЛЕНА

(31) 201910224120.2

(32) 2019.03.22

(33) CN

(86) PCT/CN2020/079666

(87) WO 2020/192491 2020.10.01

(71) Заявитель:
ЧАЙНА ПЕТРОЛЕУМ энд
КЕМИКАЛ КОРПОРЕЙШН;
РИСЕРЧ ИНСТИТЮТ ОФ
ПЕТРОЛЕУМ ПРОЦЕССИНГ,
СИНОПЕК (CN)

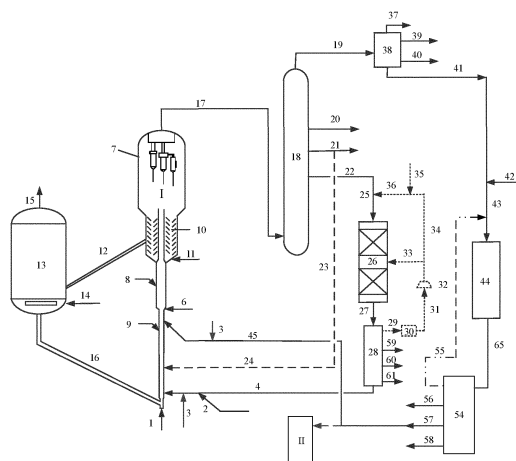
(72) Изобретатель:

Бай Сюйхуэй, Цзо Яньфэнь, Сюй
Юхао, Ло Ибинь, Шу Синтянь, Ван
Сецин, Ван Синь (CN)

(74) Представитель:

Гизатуллина Е.М., Угрюмов В.М.,
Христофоров А.А., Строкова О.В.,
Гизатуллин Ш.Ф., Костюшенкова
М.Ю., Парамонова К.В., Прищепный
С.В., Джермакян Р.В. (RU)

(57) Раскрыты процесс и система каталитической конверсии для получения газа и пропилена, процесс включает 1) предоставление исходного масла для первой реакции каталитической конверсии в первом устройстве для реакции каталитической конверсии для получения первого продукта реакции; 2) отделение первого продукта реакции для получения фракции пропилена, фракции газа и фракции, содержащей олефин C₄; 3) проведение реакции олигомеризации на фракции, содержащей олефин C₄, в реакторе олигомеризации для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C₁₂, и необязательно отделение продукта олигомеризации для получения фракции, содержащей олефин C₁₂; 4) рециркуляцию продукта или фракции олигомеризации, содержащей олефин C₁₂, в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или направление содержащих олефин C₁₂ продукта или фракции олигомеризации во второе устройство для реакции каталитической конверсии для второй реакции каталитической конверсии для получения второго продукта реакции, содержащего пропилен. Процесс и система обеспечивают высокие выходы пропилена и газа.



A1

202192560

202192560

A1

Процесс и система каталитической конверсии для получения газolina и пропилена

Перекрестная Ссылка на Родственные Заявки

- По настоящей заявке испрашивается приоритет по Китайской патентной заявке
5 No. 201910224120.2, имеющей название «процесс и система для получения газolina и пропилена», поданной 22 марта 2019 года, которая включена в настоящий документ посредством ссылки в полном объеме.

Область Техники

- 10 Настоящая заявка относится к области каталитической конверсии углеводородов, в частности, к процессу и системе каталитической конверсии для получения газolina и пропилена.

Уровень Техники

- 15 Пропилен является важным химическим сырьем и важным исходным материалом для получения полипропилена, различных важных органических химических материалов, синтетических смол и синтетических каучуков, а также может быть использован для получения акрилонитрила, изопропанола, фенола, ацетона, бутанола, октанола, акриловой кислоты и ее сложных эфиров и получения химических
20 продуктов, таких как пропиленоксид, пропиленгликоль, эпихлоргидрин, синтетический глицерин и тому подобное. Пропилен в основном получают с помощью устройств для парового крекинга и устройств для каталитического крекинга, но потенциал увеличения выхода пропилена за счет использования легких масел в качестве исходного сырья для парового крекинга ограничен, и в последние годы этот путь все
25 больше ограничивается множеством ограничивающих факторов, таких как нехватка легких масел для исходного сырья, недостаточная производственная мощность, высокая стоимость и тому подобное. Процесс каталитического крекинга является основной технологией вторичной переработки тяжелого масла, и получение пропилена в качестве побочного продукта каталитического крекинга также является важным
30 способом получения пропилена, где производственная мощность составляет около трети от общей производственной мощности для пропилена. В процессах каталитического крекинга выход пропилена можно регулировать путем выбора различных режимов процесса. Поэтому благодаря своим преимуществам широкой адаптируемости к исходному сырью, гибкой эксплуатации и тому подобному в

последние годы быстро развиваются модифицированные процессы каталитического крекинга с повышенным выходом пропилена.

В публикации Китайской патентной заявки No. CN 107286972A раскрывается процесс каталитического крекинга для получения пропилена с высоким выходом. В этом процессе предусмотрены первый реактор и второй реактор так, что может быть реализована независимая зона реакции высокотемпературного крекинга и быстрое завершение реакции в псевдоожиженном слое. Следовательно, несоответствие между увеличением выхода пропилена и уменьшением сухого газа устраняется, и выход сухого газа и кокса снижается при одновременном увеличении выхода пропилена.

В патенте США No. US 7261807 раскрывается процесс каталитического крекинга с повышенным выходом пропилена. В этом процессе по меньшей мере часть газолинового продукта подается во второй стояк-реактор для дальнейшей реакции крекинга, и используемая каталитическая композиция содержит в дополнение к макропористому цеолиту USY мезопористый цеолит, такой как ZSM-5, и компонент неорганического связующего с активностью для крекинга, где компонент неорганического связующего содержит фосфор, и его соотношение P/Al составляет 0,1-10. Этот процесс может значительно увеличить выход легких олефинов, особенно пропилена.

В публикации Китайской патентной заявки No. CN 1299403A раскрывается двухстадийный процесс каталитического крекинга для селективного получения легких олефинов C_2 - C_4 из тяжелого исходного сырья. Тяжелое исходное сырье превращается в продукты с более низкими температурами кипения в первой реакционной секции, состоящей из устройства для каталитического крекинга, в присутствии обычного макропористого цеолитного катализатора каталитического крекинга; фракция нефти продуктов, полученных с более низкими температурами кипения, направляется во вторую реакционную секцию и приводится в контакт с катализатором, содержащим цеолит с 10-50% среднего диаметра пор менее чем 0,7 нанометров, при температуре 500-600°C для получения продукта крекинга, где выход пропилена составляет вплоть до 16,8%.

В данной области техники по-прежнему сохраняется потребность в процессе и системе каталитической конверсии, которые могут производить газолин и пропилен с высоким выходом, устраняя или преодолевая по меньшей мере некоторые недостатки предшествующих технологий, описанных выше.

Целью настоящей заявки является обеспечение процесса и системы каталитической конверсии для получения газolina и пропилена, которые могут обеспечить высокий выход пропилена и газolina, а также низкий выход алканов, особенно низкий выход метана и этана.

5 Для достижения вышеуказанной цели, в аспекте, настоящая заявка относится к процессу получения газolina и пропилена, включающему этапы:

1) предоставления исходного масла для первой реакции каталитической конверсии в первом устройстве для реакции каталитической конверсии для получения первого продукта реакции, содержащего пропилен, олефин C₄ и газolinовый компонент;

2) отделения первого продукта реакции для получения пропиленовой фракции, газolinовой фракции, фракции, содержащей олефин C₄ (также называемой содержащей олефин C₄ фракцией), необязательно фракции легкого рециклового масла и необязательно фракции газolinя псевдооживленного каталитического крекинга (FGO);

15 3) предоставления содержащей олефин C₄ фракции, полученной на этапе 2), и необязательно содержащей олефин C₄ фракции, полученной из внешнего источника, для олигомеризации олефина в реакторе олигомеризации для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C₁₂ (также называемого содержащим олефин C₁₂ продуктом олигомеризации), и необязательно разделения продуктов олигомеризации для получения фракции, содержащей олефин C₁₂;

20 4) рециркуляции содержащих олефин C₁₂ продукта или фракции олигомеризации в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или направления содержащих олефин C₁₂ продукта или фракции олигомеризации во второе устройство для реакции каталитической конверсии для второй реакции каталитической конверсии для получения второго продукта реакции, содержащего пропилен; и

25 5) необязательно предоставления фракции FGO на первую гидроочистку в первом реакторе гидроочистки для получения гидрированного FGO и рециркуляции, по меньшей мере части гидрированного FGO в первое устройство для реакции каталитической конверсии, и/или направления его во второе устройство для реакции каталитической конверсии, и/или рециркуляции фракции легкого рециклового масла в первое устройство для реакции каталитической конверсии, и/или направления его во второе устройство для реакции каталитической конверсии.

30 В другом аспекте настоящая заявка относится к системе для получения газolina и пропилена, содержащей первое устройство для реакции каталитической конверсии, регенератор, устройство для разделения масла и катализатора, устройство для

разделения продуктов, реактор олигомеризации, необязательно ректификационную колонну и необязательно второе устройство для реакции каталитической конверсии, где:

5 первое устройство для реакции каталитической конверсии выполнено для проведения в нем первой реакции каталитической конверсии на исходном масле для получения реакционного стока, содержащего первый продукт реакции и отработанный катализатор, где первый продукт реакции содержит пропилен, олефин C_4 и газолиновый компонент;

10 устройство для разделения масла и катализатора выполнено для отделения первого продукта реакции от отработанного катализатора в реакционном стоке первого устройства для реакции каталитической конверсии,

регенератор выполнен для регенерации отработанного катализатора и рециркуляции регенерированного катализатора в первое устройство для реакции каталитической конверсии,

15 устройство для разделения продуктов выполнено для отделения первого продукта реакции для получения пропиленовой фракции, газолиновой фракции, фракции, содержащей олефин C_4 , необязательно фракции легкого рециклового масла и необязательно фракции FGO,

20 реактор олигомеризации выполнен для проведения олигомеризации олефина на фракции, содержащей олефин C_4 , для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C_{12} , и направления продукта олигомеризации в необязательную ректификационную колонну или рециркуляции продукта олигомеризации в первое устройство для реакции каталитической конверсии или направления его в необязательное второе устройство для реакции каталитической конверсии;

25 ректификационная колонна, если присутствует, выполнена для отделения продукта олигомеризации для получения продукта олигомеризации или фракции, содержащей олефин C_{12} , и рециркуляции продукта олигомеризации или фракции, содержащей олефин C_{12} , в первое устройство для реакции каталитической конверсии или направления его в необязательное второе устройство для реакции каталитической конверсии;

30 второе устройство для реакции каталитической конверсии, если присутствует, выполнено для проведения второй реакции каталитической конверсии на продукте олигомеризации или фракции, содержащей олефин C_{12} , для получения второго продукта реакции, содержащего пропилен.

По сравнению с предшествующим уровнем техники процесс и система по настоящей заявке обладают одним или несколькими из следующих преимуществ:

(1) оптимизация распределения продукта, в частности, за счет снижения выхода кокса и сухого газа, и повышение выхода легкого масла;

5 (2) повышение выхода пропилена путем предоставления олефина C₄ для олигомеризации и последующей подачи полученного олефина C₁₂ в устройство для каталитической конверсии; и

(3) дополнительное повышение выхода пропилена путем рециркуляции фракции легкого рециклового масла (в частности, фракции легкого рециклового масла, 10 имеющей диапазон перегонки 200-260°C) в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или второе устройство для реакции каталитической конверсии; и/или обработки фракции FGO (в частности, фракции FGO, имеющей диапазон перегонки >260°C) в первом устройстве для гидроочистки, и затем рециркуляции в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или 15 второе устройство для реакции каталитической конверсии.

Дополнительные характеристики и преимущества настоящей заявки будут подробно описаны ниже.

Краткое Описание Чертежей

20 Чертежи, составляющие часть настоящего описания, предоставлены для облегчения понимания настоящей заявки и не должны рассматриваться как ограничивающие. Настоящая заявка может быть интерпретирована со ссылкой на чертежи в сочетании с подробным описанием, приведенным ниже. На чертежах:

На Фиг. 1-4 показаны принципиальные схемы предпочтительных вариантов 25 выполнения процесса и системы по настоящей заявке.

Описание номеров позиций

1 трубопровод	2 трубопровод	3 трубопровод
4 трубопровод	5 трубопровод	6 трубопровод
7 разгрузочный подъемник	8 вторая реакционная зона	9 первая реакционная зона
10 отпарная секция	11 трубопровод	12 трубопровод
13 регенератор	14 трубопровод	15 трубопровод
16 трубопровод	17 трубопровод	18 устройство фракционирования

19 трубопровод	20 трубопровод	21 трубопровод
22 трубопровод	23 трубопровод	24 трубопровод
25 трубопровод	26 первый реактор гидроочистки	27 трубопровод
28 устройство разделения гидрирования	29 трубопровод	30 обработчик водорода рецикла
31 трубопровод	32 компрессор рецикла	33 трубопровод
34 трубопровод	35 трубопровод	36 трубопровод
37 трубопровод	38 устройство отделения C ₄	39 трубопровод
40 трубопровод	41 трубопровод	42 трубопровод
43 трубопровод	44 устройство олигомеризации	45 трубопровод
46 трубопровод	47 второй реактор гидроочистки	48 трубопровод
49 устройство разделения гидрирования	50 трубопровод	51 трубопровод
52 трубопровод	53 трубопровод	54 ректификационная колонна
55 трубопровод	56 трубопровод	57 трубопровод
58 трубопровод	59 трубопровод	60 трубопровод
61 трубопровод	62 трубопровод	63 трубопровод
64 трубопровод	65 трубопровод	66 блок слоя с плотной фазой
I первое устройство для реакции каталитической конверсии	II второе устройство для реакции каталитической конверсии	

Подробное Описание Изобретения

Настоящая заявка будет далее подробно описана ниже со ссылкой на ее конкретные варианты выполнения и прилагаемые чертежи. Следует отметить, что

5 конкретные варианты выполнения настоящей заявки представлены только в иллюстративных целях и никоим образом не предназначены для ограничения.

Как описано выше, в первом аспекте настоящая заявка относится к процессу получения газolina и пропилена, включающему этапы:

1) предоставления исходного масла для первой реакции каталитической конверсии в первом устройстве для реакции каталитической конверсии для получения первого продукта реакции, содержащего пропилен, олефин C₄ и газолиновый компонент;

2) разделения первого продукта реакции для получения пропиленовой фракции, газолиновой фракции, фракции, содержащей олефин C₄, необязательно фракции легкого рециклового масла и необязательно фракции FGO;

3) предоставления содержащей олефин C₄ фракции, полученной на этапе 2), и необязательно содержащей олефин C₄ фракции, полученной из внешнего источника, для олигомеризации олефина в реакторе олигомеризации для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C₁₂, и необязательно разделения продуктов олигомеризации для получения фракции, содержащей олефин C₁₂;

4) рециркуляции содержащих олефин C₁₂ продукта или фракции олигомеризации в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или направления содержащих олефин C₁₂ продукта или фракции олигомеризации во второе устройство для реакции каталитической конверсии для второй реакции каталитической конверсии для получения второго продукта реакции, содержащего пропилен; и

5) необязательно предоставления фракции FGO на первую гидроочистку в первом реакторе гидроочистки для получения гидрированного FGO и рециркуляции по меньшей мере части гидрированного FGO в первое устройство для реакции каталитической конверсии, и/или направления его во второе устройство для реакции каталитической конверсии, и/или рециркуляции фракции легкого рециклового масла в первое устройство для реакции каталитической конверсии, и/или направления его во второе устройство для реакции каталитической конверсии.

Изобретатели настоящей заявки неожиданно обнаружили, что выход пропилена может быть значительно улучшен путем отделения фракции, содержащей олефин C₄, от продукта каталитической конверсии для олигомеризации олефина, и рециркуляции олефина C₁₂ в продукте олигомеризации в устройство для реакции каталитической конверсии для дальнейшей реакции каталитической конверсии.

В настоящей заявке олигомеризация олефинов может быть хорошо известна специалистам в данной области техники и используется для олигомеризации олефина C₄ в олефин C₁₂. Предпочтительно реакцию олигомеризации можно проводить в присутствии катализатора олигомеризации и в условиях, включающих: температуру около 50-500°C, предпочтительно около 60-400°C, давление около 0,5-5,0 МПа и среднечасовую объемную скорость около 0,1-100 ч⁻¹.

В соответствии с настоящей заявкой катализатор олигомеризации может быть одним или несколькими, выбранными из группы, состоящей из катализаторов на основе фосфорной кислоты, кислотных смол, твердых кислотных катализаторов на основе диоксида кремния-оксида алюминия и цеолитных твердых кислотных катализаторов, где катализатор на основе фосфорной кислоты может быть одним или несколькими, выбранными из катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на диатомит, катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на активированный уголь, катализатора, образованного из пропитанного фосфорной кислотой кварцевого песка, катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на силикагель, и катализатора, образованного загрузкой пиррофосфата меди на силикагель; твердый кислотный катализатор на основе диоксида кремния-оксида алюминия может быть катализатором, образованным путем загрузки иона(ов) металла на носитель на основе оксида алюминия и/или аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, где загруженные ионы металлов выбираются из металлов Группы VIII, металлов Группы IVA или их комбинации; цеолитный твердый кислотный катализатор может содержать около 10-100 мас.% цеолита и около 0-90 мас.% матрицы в пересчете на массу цеолитного твердого кислотного катализатора, где цеолит представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из одномерных цеолитов, двумерных цеолитов и трехмерных цеолитов. Предпочтительно, одномерный цеолит выбирается из цеолитов MTW (ZSM-12), MTT (ZSM-23) и TON (ZSM-22), двумерный цеолит выбирается из цеолитов FER (ферриерит), MFS (ZSM-57), MWW (MCM-22) и MOR (морденит), и трехмерный цеолит выбирается из бета-цеолитов. Дополнительно предпочтительно, цеолит выбирается из цеолитов ZSM-5. В настоящей заявке одно-, дву- и трехмерные цеолиты классифицируются в соответствии с характеристиками системы каналов цеолитов, значение которых хорошо известно специалистам в данной области техники и поэтому опущено здесь для краткости.

Реакция олигомеризации, представленная в настоящей заявке, представляет собой реакцию, в которой контролируются условия реакции и тщательно выбирается катализатор для максимального получения олефина C_{12} . Олефин C_4 , служащий исходным сырьем для олигомеризации, может поступать из устройств, включающих, но без ограничения ими: первое устройство для реакции каталитической конверсии, указанное другое устройство(а) для реакции каталитической конверсии и другие блоки, продукт из которых содержит олефин C_4 ; например, из различных блоков нефтеперерабатывающих или химических заводов, где блок для переработки может быть выбран из устройства для реакции каталитической конверсии, которое по

меньшей мере выбирается из группы, состоящей из различных блоков каталитического крекинга, блоков каталитической конверсии для получения изопарафинов с более высоким выходом, блоков глубокого каталитического крекинга (например, блока DCC), и блоков каталитического термического крекинга, и/или блока термической конверсии, который представляет собой по меньшей мере один выбранный из группы, состоящей из различных блоков термического крекинга и различных блоков коксования (например, блока замедленного коксования); и блок химического завода может быть выбран из блока парового крекинга и/или блока олигомеризации олефина. Олефин C_4 может быть получен специалистами в данной области техники в соответствии с производственными потребностями и практическими ситуациями, подробное описание которых здесь для краткости опущено.

В предпочтительном варианте выполнения изобретения содержание олефина C_{12} в полученном продукте олигомеризации составляет не менее чем около 20 мас.%, например, не менее чем около 40 мас.%, не менее чем около 50 мас.%, не менее чем около 70 мас.% или не менее чем около 80 мас.% в пересчете на массу продукта олигомеризации.

В предпочтительном варианте выполнения изобретения содержащая олефин C_{12} фракция, полученная на этапе 3), имеет содержание олефина C_{12} не менее чем около 40 мас.%, например, не менее чем около 50 мас.%, не менее чем около 70 мас.%, не менее чем около 80 мас.% или не менее чем около 90 мас.% в пересчете на массу фракции, содержащей олефин C_{12} , и предпочтительно по существу состоит из олефина C_{12} .

В соответствии с настоящей заявкой реакция олигомеризации может быть дополнительно промотирована за счет оптимизации содержания олефина C_4 и содержания примесей в фракции, содержащей олефин C_4 . Например, содержащая олефин C_4 фракция предпочтительно имеет содержание олефина C_4 от около 40 мас.% до около 100 мас.% в пересчете на массу фракции, содержащей олефин C_4 .

В соответствии с настоящей заявкой предпочтительно, чтобы фракция, содержащая олефин C_4 , была предварительно обработана перед реакцией олигомеризации таким образом, чтобы содержание серы в ней могло составлять не более чем около 20 мкг/г, содержание основного нитрида - не более чем около 0,6 мкг/г, содержание воды - около 600-1800 мкг/г и содержание диена - не более чем около 200 мкг/г.

В некоторых предпочтительных вариантах выполнения изобретения олефин C_{12} , рециркулированный в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или направленный во второе устройство для реакции каталитической конверсии на этапе 4),

составляет от около 0,1 до около 80 мас.%, предпочтительно от около 1 до около 70 мас.% от общего количества исходного сырья для каталитической конверсии, включая все свежее исходное масло и поток(и) рециркуляции, такой как рециркулированный олефин C₁₂, введенный в первое и второе устройства для реакции каталитической конверсии.

В некоторых предпочтительных вариантах выполнения настоящей заявки для дополнительного увеличения использования олефина C₄ процесс может дополнительно включать: рециркуляцию остатка продукта олигомеризации после отделения фракции, содержащей олефин C₁₂, в реактор олигомеризации для дальнейшей олигомеризации или дальнейшее отделение олефина C₄ от остатка продукта олигомеризации после отделения фракции, содержащей олефин C₁₂, и затем рециркуляцию олефина C₄ в реакцию олигомеризации.

В некоторых предпочтительных вариантах выполнения настоящей заявки для дальнейшего увеличения выхода пропилена процесс может дополнительно включать: на этапе 5) рециркуляцию фракции легкого рециклового масла, полученной на этапе 2) (особенно фракции легкого рециклового масла, имеющей диапазон перегонки 200-260°C), в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или второе устройство для реакции каталитической конверсии; и/или рециркуляцию фракции FGO, полученной на этапе 2) (особенно фракции FGO, имеющей диапазон перегонки >260°C), в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или второе устройство для реакции каталитической конверсии после гидрирования в первом реакторе гидроочистки.

В соответствии с настоящей заявкой исходное масло, используемое для первой реакции каталитической конверсии, может быть хорошо известным специалистам в данной области техники. Например, исходное масло может выбираться из нефтяных углеводородов, других минеральных масел или их комбинации, где нефтяной углеводород может быть одним или несколькими, выбранными из группы, состоящей из атмосферного газойля, вакуумного газойля, атмосферного остатка, вакуумного остатка, гидрированного остатка, коксового газойля и деасфальтированного масла; указанное другое минеральное масло может быть одним или несколькими, выбранными из группы, состоящей из жидкого масла, полученного из угля и природного газа, масла нефтяного песка, нефти из плотных пластов и сланцевого масла. Предпочтительно, свойства исходного масла удовлетворяют по меньшей мере одному из следующих критериев: плотность около 900-1000 кг/м³, предпочтительно около 930-960 кг/м³, углеродный остаток около 4-15 мас.%, предпочтительно около 6-

12 мас.%, содержание металла около 15-600 ppm, предпочтительно около 15-100 ppm, и кислотное число около 0,5-20 мг КОН/г, предпочтительно около 0,5-10 мг КОН/г.

В соответствии с настоящей заявкой процесс может дополнительно включать: перед этапом 1) приведение в контакт исходного масла со вторым катализатором гидроочистки во втором реакторе гидроочистки для второй гидроочистки и направление полученного продукта гидрирования в первое устройство для реакции каталитической конверсии. Предпочтительно, чтобы выход продукта гидрирования контролировался на уровне 85-95 мас.% в пересчете на массу исходного масла, и начальная температура кипения продукта гидрирования составляла 330-350°C.

В соответствии с настоящей заявкой вторую гидроочистку можно проводить в условиях, включающих: парциальное давление водорода около 3,0-20,0 МПа, температуру реакции около 300-450°C, объемное отношение водорода к маслу около 100-2000 стандартных кубических метров/кубический метр и объемную скорость около 0,1-3,0 ч⁻¹.

В соответствии с настоящей заявкой второй катализатор гидроочистки содержит около 70-99 мас.% носителя, который представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из оксида алюминия, диоксида кремния и аморфного диоксида кремния-оксида алюминия и около 0,1-30 мас.% активного металла (в пересчете на оксид), который может быть выбран из металлов Группы VIB, металлов Группы VIII или их комбинаций. Предпочтительно, носитель может содержать около 2-15 мас.% Al и около 5-30 мас.% P в пересчете на массу носителя, и катализатор может содержать около 5-40 мас.% оксида металла Группы VIB и около 1-12 мас.% оксида металла Группы VIII в пересчете на массу катализатора. Вторым катализатором гидроочистки можно заполнять второй реактор гидроочистки в соответствии с определенным порядком, где порядок катализаторов относится к упорядоченному заполнению катализатором защитного агента гидрирования, катализатором гидродеметаллизации, катализатором гидрообессеривания и катализатором гидроденитрогеномации для удаления углеродного остатка по всему слою катализатора гидрирования в соответствии с физическими и химическими свойствами, такими как размер, диаметр пор и активность катализатора. Предпочтительно, катализатор гидродеметаллизации в порядке катализаторов составляет не менее чем вплоть до 30 мас.% от общей массы катализатора. Предпочтительно, порядок катализаторов включает в пересчете на массу всего катализатора около 20-70 мас.%, предпочтительно около 30-50 мас.% катализатора защиты/деметаллизации; около 20-70 мас.%, предпочтительно около 40-60 мас.% катализатора обессеривания; и около 0-60

мас.%, предпочтительно около 10-40 мас.% катализатора денитрификации/удаления углеродных остатков. В соответствии с настоящей заявкой вторым катализатором гидроочистки может быть катализатор гидроочистки и/или катализатор обогащения, традиционно используемый в данной области техники. При использовании второй гидроочистки может быть улучшено качество исходного масла, а также может быть улучшен выход газа и пропилена каталитической конверсии.

В соответствии с настоящей заявкой FGO может быть отделен от полученного первого продукта реакции и/или второго продукта реакции, и затем направлен в первый реактор гидроочистки для приведения в контакт с первым катализатором гидроочистки для первой гидроочистки для получения гидрированного FGO. Предпочтительно, первую гидроочистку можно проводить в условиях, включающих: парциальное давление водорода около 3,0-20,0 МПа, предпочтительно 4-16 МПа, температуру реакции около 300-450°C, предпочтительно 320-420°C, объемную скорость около 0,1-10,0 ч⁻¹, предпочтительно 0,1-5,0 ч⁻¹, и объемное отношение водорода к маслу около 100-1500 стандартных кубических метров/кубический метр (Нм³/м³). Первый катализатор гидроочистки может содержать около 60-99 мас.% носителя, который может быть одним или несколькими, выбранными из группы, состоящей из оксида алюминия, диоксида кремния и аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, и около 5-40 мас.% активного металла (в пересчете на оксид), который может выбираться из металлов Группы VIB, металлов Группы VIII или их комбинации. Предпочтительно, носитель может содержать около 1-10 мас.% Al и около 5-20 мас.% P в пересчете на массу носителя, а катализатор может содержать около 10-35 мас.% оксида металла VIB и около 1-10 мас.% оксида металла Группы VIII в пересчете на массу катализатора.

В соответствии с настоящей заявкой «газойль псевдоожигенного каталитического крекинга (FGO)» относится к нижней тяжелой фракции колонны фракционирования каталитической конверсии и представляет собой шламовое масло каталитической конверсии, полученное из обычных колонн фракционирования каталитической конверсии. FGO имеет точку среза, как правило, не ниже чем около 250°C, предпочтительно не ниже чем около 300°C и более предпочтительно не ниже чем около 330°C. Например, его диапазон перегонки может составлять около 250-700°C, предпочтительно около 280-470°C, его плотность может составлять около 0,89-1,2 г/см³, содержание водорода в нем может быть не ниже чем около 10,5 мас.%, предпочтительно не ниже чем около 10,8 мас.% и содержание твердых частиц в нем может составлять около 0,1-10 г/л. Кроме того, продукт, полученный в результате гидроочистки, может быть подвергнут газожидкостному разделению для удаления

легких углеводородов и водорода для того, чтобы можно было получить гидрированный FGO. В гидрированном FGO, полученном после гидроочистки, полициклические ароматические углеводороды насыщаются для получения ароматических углеводородов, имеющих два кольца или ниже, так, что способность FGO к каталитической конверсии может быть значительно улучшена, и, таким образом, его рециркуляция в первое или второе устройство для реакции каталитической конверсии и/или введение в другое устройство(а) реакции каталитической конверсии для дальнейшей реакции может привести к получению более высококачественного дизельного масла.

Устройство для реакции каталитической конверсии, используемое в настоящей заявке, может быть хорошо известным специалистам в данной области техники. Например, первое устройство для реакции каталитической конверсии и второе устройство для реакции каталитической конверсии, если присутствует, могут каждый независимо представлять собой реактор с псевдооживленным слоем.

В настоящей заявке термин «реактор с псевдооживленным слоем» следует понимать в самом широком смысле, и он включает различные формы реакторов для приведения газообразного исходного сырья в контакт с твердыми частицами катализатора, присутствующими в псевдооживленном состоянии, для химической реакции, включая, но без ограничения, слой с плотной фазой, барботажный слой, турбулентный слой, быстрый слой, слой переноса газовой фазы (такой как восходящий слой и нисходящий слой) и тому подобное, и может быть реактором с псевдооживленным слоем с постоянной линейной скоростью, реактором с псевдооживленным слоем равного диаметра, реактором с псевдооживленным слоем с преобразованным диаметром и тому подобным, или альтернативно составным реактором, полученным в результате комбинации двух или более различных типов псевдооживленных слоев, соединенных последовательно, и предпочтительно является стояком-реактором или составным реактором, объединяющим стояк со слоем с плотной фазой. Как правило, скорость газа в слое с плотной фазой находится в диапазоне около 0,1-2 м/с, в то время как скорость газа в стояке находится в диапазоне около 2-30 м/с (исключая катализатор). В предпочтительном варианте выполнения изобретения стояк-реактор может быть стояком-реактором равного диаметра, стояком-реактором с постоянной линейной скоростью или стояком-реактором с преобразованным диаметром.

В предпочтительном варианте выполнения изобретения первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или второе устройство для реакции

каталитической конверсии представляет собой стояк-реактор с преобразованным диаметром, и стояк-реактор с преобразованным диаметром может последовательно содержать снизу вверх в вертикальном направлении секцию предварительного подъема, первую реакционную зону, вторую реакционную зону с диаметром большим, чем диаметр первой реакционной зоны, и выходную зону с диаметром, меньшим диаметра второй реакционной зоны, расположенные соосно, и выходная зона соединена на своем конце с разгрузочным подъемником посредством горизонтальной трубы, и общая высота реактора составляет около 10-60 метров, где реакция крекинга происходит в первой реакционной зоне, а реакция переноса водорода и реакция изомеризации происходят во второй реакционной зоне. Диаметр секции предварительного подъема такой же, как у обычного стояка-реактора равного диаметра, и обычно составляет около 0,02-5 метров, а высота секции предварительного подъема составляет около 5-10% от общей высоты реактора. Первая реакционная зона имеет структуру, аналогичную обычному стояку-реактору равного диаметра, и может иметь диаметр, равный или немного больший, чем диаметр секции предварительного подъема, где отношение диаметра первой реакционной зоны к диаметру секции предварительного подъема составляет около 1,0-2,0 : 1, и высота первой реакционной зоны составляет около 10-30% от общей высоты реактора. После смешивания в этой зоне исходное масло и катализатор подвергаются, в первую очередь, реакции крекинга при относительно более высокой температуре реакции и массовом отношении катализатора к маслу в течение относительно более короткого времени пребывания (обычно около 0,5-3,0 секунд). Диаметр второй реакционной зоны является большим, чем диаметр первой реакционной зоны, где отношение диаметра второй реакционной зоны к диаметру первой реакционной зоны составляет около 1,5-5,0 : 1, и высота второй реакционной зоны составляет около 30-60% от общей высоты реактора, так что расход масла-газа и катализатора можно уменьшить и температуру реакции можно регулировать. Для более подробного описания реактора может быть сделана ссылка на Китайский патент No. ZL99105903.4, содержание которого включено сюда посредством ссылки в полном объеме.

Катализатор каталитической конверсии, используемый в настоящей заявке, может быть хорошо известен специалистам в данной области техники. Например, катализатор для первой реакции каталитической конверсии и катализатор для второй реакции каталитической конверсии, если присутствует, могут независимо выбираться из катализаторов на основе аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, цеолитных катализаторов или их комбинации, и цеолит в цеолитном катализаторе может быть

одним или несколькими, выбранными из группы, состоящей из Y-цеолита, HY-цеолита, ультрастабильного Y-цеолита, цеолита серий ZSM-5, высококремнеземистого цеолита, имеющего структуру пентасила, и ферриерита. Цеолит может содержать редкоземельные элементы и/или фосфор или не содержать их. Когда используемое устройство для реакции каталитической конверсии имеет множество реакционных зон, катализаторы, подаваемые в разные реакционные зоны устройства для реакции каталитической конверсии, могут быть одного и того же типа или разных. Различные типы катализаторов могут быть катализаторами, имеющими различные размеры частиц, и/или катализаторами, имеющими различные кажущиеся объемные плотности.

Катализаторы, имеющие различные размеры частиц и/или различные кажущиеся объемные плотности, могут быть введены в различные зоны реакции соответственно. Например, катализатор, содержащий ультрастабильный Y-цеолит и имеющий большой размер частиц, вводится в первую реакционную зону для промотирования реакции крекинга, катализатор, содержащий цеолит REY и имеющий малый размер частиц, вводится во вторую реакционную зону для промотирования реакции переноса водорода, катализаторы с различными размерами частиц отпариваются в одном и том же очистителе и регенерируются в одном и том же регенераторе, затем катализатор, имеющий большой размер частиц, отделяется от катализатора, имеющего малый размер частиц, и катализатор, имеющий малый размер частиц, охлаждается и вводится во вторую реакционную зону. Катализаторы с различными размерами частиц разделяются на границе между около 30-40 микронами, а катализаторы с различными кажущимися объемными плотностями разделяются на границе между около 0,6-0,7 г/см³.

В настоящей заявке катализатором для первой реакции каталитической конверсии и катализатором для второй реакции каталитической конверсии, если он присутствует, могут быть хорошо известные специалистам в данной области техники, и могут, например, каждый независимо содержать около 1-50 мас.% цеолита, около 5-99 мас.% неорганического оксида и около 0-70 мас.% глины. В катализаторе цеолит используется в качестве активного компонента, и цеолит может выбираться из мезопористых цеолитов, макропористых цеолитов или их комбинации. Предпочтительно, мезопористый цеолит может составлять около 50-100 мас.%, предпочтительно около 70-100 мас.% от общей массы цеолита, а макропористый цеолит может составлять около 0-50 мас.%, предпочтительно около 0-30 мас.% от общей массы цеолита. Мезопористый цеолит может выбираться из цеолитов серии ZSM, цеолитов ZRP или их комбинаций. Необязательно, мезопористый цеолит может

быть модифицирован неметаллическим элементом, таким как фосфор, и/или элементом переходного металла, таким как железо, кобальт, никель. Для более подробного описания цеолитов ZRP можно сослаться на патент США No. 5,232,675, содержание которого включено в настоящий документ посредством ссылки. Цеолит серий ZSM
5 может выбираться из группы, состоящей из ZSM-5, ZSM-11, ZSM-12, ZSM-22, ZSM-35, ZSM-38, ZSM-48, других цеолитов, имеющих аналогичную структуру, или их смесей. Более подробное описание ZSM-5 и тому подобных можно найти в патенте США No. 3,702,886, содержание которого включено в настоящий документ посредством ссылки. Макропористый цеолит может быть одним или несколькими, выбранными из группы,
10 состоящей из цеолита REY, цеолита RENU, ультрастабильного Y-цеолита и высококремнеземистого Y-цеолита. В катализаторе неорганический оксид используется в качестве связующего и может быть выбран из диоксида кремния (SiO_2) и/или оксида алюминия (Al_2SiO_3). В катализаторе глина используется в качестве матрицы (т.е. носителя) и может быть выбрана из каолина и/или галлуазита.

15 В некоторых предпочтительных вариантах выполнения изобретения продукт или фракция олигомеризации, содержащие олефин C_{12} , и гидрированный FGO рециркулируются в первое устройство для реакции каталитической конверсии, где они могут подаваться в первое устройство для реакции каталитической конверсии в любом положении. Например, исходное масло, гидрированный FGO и продукт или фракция
20 олигомеризации, содержащие олефин C_{12} , могут подаваться в первое устройство для реакции каталитической конверсии в одной и той же точке подачи или в двух или более точках подачи.

В предпочтительном варианте выполнения изобретения первое устройство для реакции каталитической конверсии представляет собой реактор с псевдоожиженным
25 слоем, и условия реакции первого устройства для реакции каталитической конверсии включают: температуру реакции около $420\text{--}650^\circ\text{C}$, время реакции около $0,05\text{--}20$ секунд, отношение массы катализатора к исходному сырью от около $3 : 1$ до около $15 : 1$ и отношение массы пара к исходному сырью от около $0,03 : 1$ до около $0,5 : 1$;

предпочтительно, условия реакции включают: температуру реакции около 480--
30 600°C , время реакции около $0,1\text{--}15$ секунд, массовое отношение катализатора к исходному сырью от около $4 : 1$ до около $12 : 1$ и массовое отношение пара к исходному сырью от около $0,05 : 1$ до около $0,3 : 1$.

В еще одном предпочтительном варианте выполнения изобретения первая реакция каталитической конверсии проводится до такой степени, что получается

газообразный продукт, обладающий одной или несколькими из следующих характеристик:

отношение массовой доли сжиженного газа (C_3 и C_4) к сухому газу (C_2 или ниже) не менее чем около 7, предпочтительно не менее чем около 10;

5 выход метана не более чем около 2,0%, предпочтительно не более чем около 1,0%;

отношение массовой доли пропилена к пропану в сжиженном газе не менее чем около 3,5, предпочтительно не менее чем около 5,0; и

10 отношение массовой доли изобутилена к изобутану не менее чем около 1,5, предпочтительно не менее чем около 4,0.

В дополнительном предпочтительном варианте выполнения изобретения устройство для первой реакции каталитической конверсии представляет собой стояк-реактор с преобразованным диаметром, и стояк-реактор с преобразованным диаметром содержит вдоль направления реакционного потока первую реакционную зону и вторую реакционную зону с диаметром большим, чем диаметр первой реакционной зоны, где условия реакции в первой реакционной зоне стояка-реактора с преобразованным диаметром включают: температуру реакции около 450-620°C, предпочтительно около 500-600°C, время реакции около 0,5-2,0 секунд, предпочтительно около 0,8-1,5 секунд, массовое отношение катализатора к исходному сырью от около 3 : 1 до около 15 : 1, 15 предпочтительно от около 4 : 1 до около 12 : 1, и массовое отношение пара к исходному сырью от около 0,03 : 1 до около 0,3 : 1, предпочтительно от около 0,05 : 1 до около 0,15 : 1; условия реакции во второй реакционной зоне включают: температуру реакции около 460-550°C, предпочтительно около 480-530°C, время реакции около 2-30 секунд, предпочтительно около 3-15 секунд, массовое отношение катализатора к исходному 25 сырью от около 4 : 1 до около 18 : 1, предпочтительно от около 4,5 : 1 до около 15 : 1, и массовое отношение пара к исходному сырью от около 0,03 : 1 до около 0,3 : 1, предпочтительно от около 0,05 : 1 до около 0,15 : 1. Дополнительно предпочтительно продукт или фракция олигомеризации, содержащие олефин C_{12} , рециркулируются во вторую реакционную зону стояка-реактора с преобразованным диаметром на этапе 4) 30 и/или по меньшей мере часть гидрированного FGO и/или фракция легкого рециклового масла рециркулируются в первую реакционную зону стояка-реактора с преобразованным диаметром на этапе 5).

В соответствии с настоящей заявкой условия второй реакции каталитической конверсии и первой реакции каталитической конверсии могут быть одинаковыми или 35 различными, например, условия второй реакции каталитической конверсии могут

включать: температуру реакции около 450-620°C, время реакции около 0,5-20,0 секунд, предпочтительно около 2-20 секунд, массовое соотношение катализатора к маслу около 1-25 и массовое соотношение пара к маслу около 0,03-0,3.

В соответствии с настоящей заявкой продукт каталитической конверсии может
5 быть разделен для получения сухого газа, пропана, пропилена, газолина C₅₊ и тому подобного в дополнение к вышеупомянутым фракциям. Способ разделения фракции, содержащей олефин C₄, может быть хорошо известен специалистам в данной области техники и предпочтительно включает экстрактивную дистилляцию с использованием ацетонитрила в качестве растворителя, где фракцию C₄ можно сначала отделить
10 фракционированием, и затем парафины во фракции C₄ могут быть дополнительно отделены для получения фракции, содержащей олефин C₄. Поскольку катализаторы подвержены отравлению диенами, а чрезмерно высокий уровень серы, особенно меркаптана и сероводорода, может снижать активность катализатора олигомеризации и промотировать образование смолы в газолине олигомеризации, фракция, содержащая
15 олефин C₄, может быть обработана в устройстве для предварительной обработки, такой как для удаления диенов селективным гидрированием, для обессеривания с использованием этаноламина, для промывки щелочью и промывки водой и для удаления основных нитридных соединений, и затем подвергнута олигомеризации. Вышеупомянутые способы обработки хорошо известны специалистам в данной
20 области техники, подробное описание которых опущено здесь для краткости.

Во втором аспекте настоящая заявка относится к системе для получения газолина и пропилена, где система содержит первое устройство для реакции каталитической конверсии, регенератор, устройство для разделения масла и катализатора, устройство для разделения продуктов, реактор олигомеризации,
25 необязательно ректификационную колонну и необязательно второе устройство для реакции каталитической конверсии, где:

первое устройство для реакции каталитической конверсии выполнено для проведения в нем первой реакции каталитической конверсии на исходном масле для получения реакционного стока, содержащего первый продукт реакции и отработанный
30 катализатор, где первый продукт реакции содержит пропилен, олефин C₄ и газолиновый компонент;

устройство для разделения масла и катализатора выполнено для отделения первого продукта реакции от отработанного катализатора в реакционном стоке первого устройства для реакции каталитической конверсии,

регенератор выполнен для регенерации отработанного катализатора и рециркуляции регенерированного катализатора в первое устройство для реакции каталитической конверсии,

5 устройство для разделения продуктов выполнено для отделения первого продукта реакции для получения пропиленовой фракции, газолиновой фракции, фракции, содержащей олефин C_4 , необязательно фракции легкого рециклового масла и необязательно фракции FGO,

10 реактор олигомеризации выполнен для проведения олигомеризации олефина на фракции, содержащей олефин C_4 , для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C_{12} , и направления продукта олигомеризации в необязательную ректификационную колонну или рециркуляции продукта олигомеризации в первое устройство для реакции каталитической конверсии или направления его в необязательное второе устройство для реакции каталитической конверсии;

15 ректификационная колонна, если присутствует, выполнена для разделения указанного продукта олигомеризации для получения фракции, содержащей олефин C_{12} , и рециркуляции фракции, содержащей олефин C_{12} , в первое устройство для реакции каталитической конверсии или направления ее в необязательное второе устройство для реакции каталитической конверсии;

20 второе устройство для реакции каталитической конверсии, если присутствует, выполнено для проведения второй реакции каталитической конверсии на продукте олигомеризации или фракции, содержащей олефин C_{12} , для получения второго продукта реакции, содержащего пропилен.

В предпочтительном варианте выполнения изобретения первое устройство для реакции каталитической конверсии снабжено входным отверстием для катализатора, по
25 меньшей мере одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии и выходным отверстием для масла-катализатора, регенератор снабжен входным отверстием для катализатора и выходным отверстием для катализатора, устройство для разделения масла и катализатора снабжено входным отверстием для масла-газа, выходным отверстием для масла-газа и выходным отверстием для
30 катализатора, устройство для разделения продуктов снабжено, по меньшей мере входным отверстием для масла-газа и выходным отверстием для содержащей олефин C_4 фракции, реактор олигомеризации снабжен входным отверстием для исходного сырья и выходным отверстием для продукта олигомеризации, ректификационная колонна снабжена входным отверстием для масла-газа, выходным отверстием для
35 содержащей олефин C_{12} фракции и выходным отверстием для отделенного продукта, и

второе устройство для реакции каталитической конверсии снабжено входным отверстием для катализатора, входным отверстием для исходного сырья и выходным отверстием для масла-катализатора;

5 входное отверстие для катализатора первого устройства для реакции каталитической конверсии находится в жидкостном сообщении с выходным отверстием для катализатора регенератора, выходное отверстие для масла-катализатора первого устройства для реакции каталитической конверсии находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для масла-катализатора устройства для разделения масла-катализатора, выходное отверстие для катализатора устройства для разделения
10 масла-катализатора находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для катализатора регенератора, выходное отверстие для масла-газа устройства для разделения масла-катализатора находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для масла-газа устройства для разделения продуктов, выходное отверстие для содержащей олефин C_4 фракции устройства для разделения продуктов находится в
15 жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья реактора олигомеризации, выходное отверстие для продукта олигомеризации реактора олигомеризации находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для масла-газа ректификационной колонны, и выходное отверстие для содержащей олефин C_{12} фракции ректификационной колонны находится в жидкостном сообщении с одним
20 входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии или входным отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции каталитической конверсии;

 предпочтительно, система дополнительно включает первый реактор гидроочистки, устройство для разделения продуктов дополнительно снабжено
25 выходным отверстием для FGO, входное отверстие для исходного сырья первого реактора гидроочистки находится в жидкостном сообщении с выходным отверстием для FGO устройства для разделения продуктов, и выходное отверстие для продукта первого реактора гидроочистки находится в жидкостном сообщении с одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для
30 реакции каталитической конверсии или входным отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции каталитической конверсии; и

 дополнительно предпочтительно, устройство для разделения продуктов дополнительно снабжено выходным отверстием для фракции легкого рециклового масла, и выходное отверстие для фракции легкого рециклового масла устройства для
35 разделения продуктов находится в жидкостном сообщении с одним входным

отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии или входным отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции каталитической конверсии.

5 В предпочтительном варианте выполнения изобретения первое устройство для реакции каталитической конверсии представляет собой стояк с преобразованным диаметром, содержащий первую реакционную зону и вторую реакционную зону вдоль направления реакционного потока, где дно второй реакционной зоны снабжено одним или несколькими входными отверстиями для охлаждающей/нагревающей среды, и/или вторая реакционная зона снабжена отводом тепла, и высота отвода тепла составляет
10 около 50-90% от высоты второй реакционной зоны.

В предпочтительном варианте выполнения изобретения система дополнительно содержит второй реактор гидроочистки, второй реактор гидроочистки снабжен входным отверстием для масляного исходного сырья и выходным отверстием для продукта, и выходное отверстие для продукта второго реактора гидроочистки
15 находится в жидкостном сообщении с одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии; устройство для разделения продуктов дополнительно снабжено выходным отверстием для легкого рециклового масла, и выходное отверстие для легкого рециклового масла устройства для разделения продуктов находится в жидкостном
20 сообщении с одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии. Используя второй реактор гидроочистки, можно улучшить качество исходного масла и повысить выход газаolina и пропилена каталитической конверсии.

Различные реакторы и устройства в системе по настоящей заявке могут быть
25 хорошо известными специалистам в данной области техники, подробное описание которых для краткости опущено.

Настоящая заявка будет дополнительно описана со ссылкой на прилагаемые чертежи, но не ограничиваясь ими.

Первый тип вариантов выполнения изобретения описан здесь ниже со ссылкой
30 на Фиг. 1.

На Фиг. 1 предварительно подогретое исходное масло из трубопровода 2 распыляется с помощью распыляющего пара из трубопровода 3 и предварительно поднимается с помощью пара предварительного подъема из трубопровода 1, и затем подается в первую реакционную зону 9 первого устройства I для реакции
35 каталитической конверсии, то есть стояка-реактора с преобразованным диаметром, для

приведения в контакт с регенерированным катализатором из трубопровода 16 для выполнения первой реакции каталитической конверсии. Полученные масло-газ и катализатор транспортируются вверх и необязательно дополнительно подвергаются реакции с гидрированным FGO из трубопровода 4, который распыляется с помощью распыляющего пара из трубопровода 3. Полученные масло-газ и катализатор транспортируются вверх во вторую реакционную зону 8 первого устройства I для реакции каталитической конверсии для дальнейшей реакции. Полученный первый продукт реакции и первый отработанный катализатор подвергаются разделению на масло-газ и катализатор в разгрузочном подъемнике 7, отделенный отработанный катализатор с осажденным углеродом подвергается очистке паром из трубопровода 11 в отпарной секции 10 для удаления переносимого масла-газа, и затем направляется в регенератор 13 по трубопроводу 12 для сжигания кокса. Образующийся отходящий газ отводится из регенератора по трубопроводу 15. В регенераторе 13 воздух из трубопровода 14 сжигает кокс на катализаторе для восстановления его активности, и затем катализатор рециркулируется на дно первой реакционной зоны 9 по трубопроводу 16 для реакции. Отделенный первый продукт реакции направляется в устройство 18 для фракционирования по трубопроводу 17, легкие углеводородные компоненты, полученные в устройстве 18 для фракционирования, направляются в устройство 38 для разделения C_4 по трубопроводу 19 для получения сухого газа, отводимого по трубопроводу 37, пропилена, отводимого по трубопроводу 39, других компонентов сжиженного газа, отводимых по трубопроводу 40, и фракции, содержащей олефин C_4 , отводимой по трубопроводу 41; газолин C_{5+} , полученный из устройства 18 для фракционирования, выводится из устройства по трубопроводу 20 после смешивания, фракция, содержащая олефин C_4 , полученная путем фракционирования, необязательно смешивается в трубопроводе 41 с внешним олефином C_4 из трубопровода 42 и подается в устройство 44 для олигомеризации по трубопроводу 43 для олигомеризации олефина. Полученный продукт олигомеризации направляется в ректификационную колонну 54 по трубопроводу 65 для разделения, фракция, содержащая олефин C_{12} , полученная путем разделения, подается на дно второй реакционной зоны 8 первого устройства I для реакции каталитической конверсии или второго устройства II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 57 и трубопроводу 45. Неконвертированный олефин C_4 рециркулируется в реактор 44 олигомеризации по трубопроводу 55, а продукты реакции, олефин C_8 и олефин C_{16} , выводятся из устройства или необязательно рециркулируются в первую реакционную зону 9 первого устройства I для реакции каталитической конверсии или

второго устройства II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 56 и трубопроводу 58 соответственно. Легкое рецикловое масло, полученное из устройства 18 для фракционирования, рециркулируется в первое устройство I для реакции каталитической конверсии по трубопроводам 21, 23 и 24, FGO, полученный из
5 устройства 18 для фракционирования, отводится по трубопроводу 22, и затем направляется в первый реактор 26 гидроочистки по трубопроводу 25 вместе с водородом из трубопровода 36. Полученный продукт реакции направляется в устройство 28 для разделения гидрирования по трубопроводу 27, и отделенный гидрированный FGO подается на дно первой реакционной зоны 9 или второго
10 устройства II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 4; газ крекинга, газолин и дизельное масло, отделенные в устройстве 28 для разделения гидрирования, выводятся из устройства по трубопроводу 59, трубопроводу 60 и трубопроводу 61 соответственно; водород, отделенный в устройстве 28 для разделения гидрирования, направляется в обработчик 30 водорода рецикла по трубопроводу 29, затем
15 направляется в компрессор 32 рециркуляции по трубопроводу 31, и водород под давлением рециркулируется в первый реактор 26 гидроочистки по трубопроводу 33 или смешивается в трубопроводе 34 со свежим водородом из трубопровода 35, рециркулируемым по трубопроводу 36, смешивается с исходным сырьем для гидрирования и затем рециркулируется в первый реактор 26 гидроочистки.
20 Трубопровод 6 используется для введения потока для регулирования температуры второй реакционной зоны 8.

Второй тип вариантов выполнения изобретения описан здесь ниже со ссылкой на Фиг. 2.

На Фиг. 2 предварительно подогретое исходное масло из трубопровода 2 и
25 распыляющий пар из трубопровода 3 смешиваются и подаются в первую реакционную зону 9 (блок стояка) первого устройства I для реакции каталитической конверсии, которое представляет собой комбинированный реактор, содержащий стояк, соединенный последовательно со слоем с плотной фазой, для приведения в контакт с регенерированным катализатором из трубопровода 16 и предварительно поднятым с
30 помощью пара предварительного подъема из трубопровода 1. Полученное масло-газ и катализатор транспортируются вверх и необязательно подвергаются реакции с фракцией, содержащей олефин C_{12} , из трубопровода 45, распыляемой с помощью распыляющего пара из трубопровода 3. Полученное масло-газ и катализатор транспортируются вверх в блок 66 со слоем с плотной фазой для дальнейшей реакции.
35 Полученный первый продукт реакции и первый отработанный катализатор

подвергаются разделению на масло-газ и катализатор в разгрузочном подъёмнике 7, отделенный отработанный катализатор с осажденным углеродом подвергается очистке паром из паропровода 11 в отпарной секции 10 для удаления переносимого масла-газа, и катализатор направляется в регенератор 13 по трубопроводу 12 для сжигания кокса, и полученный отходящий газ выводится из регенератора по трубопроводу 15. В регенераторе 13 воздух из трубопровода 14 сжигает кокс на катализаторе для восстановления его активности, и затем катализатор рециркулируется на дно первой реакционной зоны 9 по трубопроводу 16 для реакции. Отделенный первый продукт реакции направляется в устройство 18 для фракционирования по трубопроводу 17, легкие углеводородные компоненты, полученные в устройстве 18 для фракционирования, направляются в устройство 38 для отделения C_4 по трубопроводу 19 для получения сухого газа, отводимого по трубопроводу 37, пропилена, отводимого по трубопроводу 39, других компонентов сжиженного газа, отводимых по трубопроводу 40, и фракции, содержащей олефин C_4 , отводимой по трубопроводу 41; газолин C_{5+} , полученный из устройства 18 для фракционирования, выводится из устройства по трубопроводу 20 после смешивания, фракция, содержащая олефин C_4 , полученная путем фракционирования, необязательно смешивается в трубопроводе 41 с внешним олефином C_4 из трубопровода 42 и подается в устройство 44 для олигомеризации по трубопроводу 43 для олигомеризации олефина. Полученный продукт олигомеризации подается в ректификационную колонну 54 по трубопроводу 65 для разделения, фракция, содержащая олефин C_{12} , полученная путем разделения, рециркулируется в первую реакционную зону 9 первого устройства I для реакции каталитической конверсии или второе устройство II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 57 и трубопроводу 45. Неконвертированный олефин C_4 рециркулируется в реактор 44 олигомеризации по трубопроводу 55, а продукты реакции, олефин C_8 и олефин C_{16} , выводятся из устройства или необязательно рециркулируются в первую реакционную зону 9 первого устройства I для реакции каталитической конверсии или второе устройство II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 56 и трубопроводу 58 соответственно.

Третий тип вариантов выполнения изобретения описан здесь ниже со ссылкой на Фиг. 3.

На Фиг. 3 предварительно подогретое исходное масло из трубопровода 2 и распыляющий пар из трубопровода 3 смешиваются и подаются в первое устройство I для реакции каталитической конверсии, которое представляет собой стояк-реактор с равным диаметром, для приведения в контакт с регенерированным катализатором из

трубопровода 16 и предварительно поднимаются с помощью пара предварительного подъема из трубопровода 1. Полученное масло-газ и катализатор транспортируются вверх и необязательно подвергаются реакции с фракцией, содержащей олефин C_{12} , из трубопровода 45, распыляемой с помощью распыляющего пара из трубопровода 3.

5 Полученное масло-газ и катализатор транспортируются вверх, и полученный первый продукт реакции и первый отработанный катализатор подвергаются разделению на масло-газ и катализатор в разгрузочном подъемнике 7, отделенный отработанный катализатор с осажденным углеродом подвергается очистке паром из трубопровода 11 в отпарной секции 10 для удаления переносимого масла-газа, и затем направляется в

10 регенератор 13 по трубопроводу 12 для сжигания кокса. Образующийся отходящий газ отводят из регенератора по трубопроводу 15. В регенераторе 13 воздух из трубопровода 14 сжигает кокс на катализаторе для восстановления его активности, и затем катализатор рециркулируется на дно первого устройства I для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 16 для реакции. Отделенный первый

15 продукт реакции направляется в устройство 18 для фракционирования по трубопроводу 17, легкие углеводородные компоненты, полученные в устройстве 18 для фракционирования, направляются в устройство 38 для разделения C_4 по трубопроводу 19 для получения сухого газа, отводимого по трубопроводу 37, пропилена, отводимого по трубопроводу 39, других компонентов сжиженного газа, отводимых по

20 трубопроводу 40, и фракции, содержащей олефин C_4 , отводимой по трубопроводу 41; газолин C_{5+} , полученный в устройстве 18 для фракционирования, отводится из устройства по трубопроводу 20 после смешивания, фракция, содержащая олефин C_4 , полученная путем фракционирования, необязательно смешивается в трубопроводе 41 с

25 внешним олефином C_4 из трубопровода 42 и подается в устройство 44 для олигомеризации по трубопроводу 43 для олигомеризации олефина. Полученный продукт олигомеризации подается в ректификационную колонну 54 по трубопроводу 65 для разделения, фракция, содержащая олефин C_{12} , полученная путем разделения, рециркулируется в первое устройство I для реакции каталитической конверсии или

30 второе устройство II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 57 и трубопроводу 45. Неконвертированный олефин C_4 рециркулируется в реактор 44 олигомеризации по трубопроводу 55, а продукты реакции, олефин C_8 и олефин C_{16} , выводятся из устройства или необязательно рециркулируются в первое устройство I для реакции каталитической конверсии или второе устройство II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 56 и трубопроводу 58 соответственно.

Четвертый тип вариантов выполнения изобретения описан здесь ниже со ссылкой на Фиг. 4.

На Фиг. 4 предварительно подогретое исходное масло из трубопровода 2 и распыляющий пар из трубопровода 3 смешиваются и подаются в первое устройство I для реакции каталитической конверсии, полученный первый продукт реакции и первый отработанный катализатор подвергаются разделению на масло-газ и катализатор в разгрузочном подъемнике 7, отделенный отработанный катализатор с осажденным углеродом подвергается очистке паром по трубопроводу 11 в отпарной секции 10 для удаления переносимого масла-газа, и затем катализатор направляется в регенератор 13 по трубопроводу 12 для сжигания кокса. Образующийся отходящий газ отводится из регенератора по трубопроводу 15. В регенераторе 13 воздух из трубопровода 14 сжигает кокс на катализаторе для восстановления его активности, и затем катализатор рециркулируется на дно первого устройства I для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 16 для реакции. Отделенный первый продукт реакции направляется в устройство 18 для фракционирования по трубопроводу 17, легкие углеводородные компоненты, полученные в устройстве 18 для фракционирования, направляются в устройство 38 для разделения C₄ по трубопроводу 19 для получения сухого газа, отводимого по трубопроводу 37, пропилена, отводимого по трубопроводу 39, других компонентов сжиженного газа, отводимых по трубопроводу 40, и фракции, содержащей олефин C₄, отводимой по трубопроводу 41; газолин C₅₊, полученный из устройства 18 для фракционирования, выводится из устройства по трубопроводу 20 после смешивания, фракция, содержащая олефин C₄, полученная путем фракционирования, необязательно смешивается в трубопроводе 41 с внешним олефином C₄ из трубопровода 42 и направляется в устройство 44 для олигомеризации по трубопроводу 43 для олигомеризации олефина. Полученный продукт олигомеризации направляется в ректификационную колонну 54 по трубопроводу 65 для разделения. Неконвертированный олефин C₄ рециркулируется в реактор 44 олигомеризации по трубопроводу 55, продукты реакции, олефин C₈ и олефин C₁₆, выводятся из устройства или необязательно рециркулируются в первое устройство I для реакции каталитической конверсии или второе устройство II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 56 и трубопроводу 58 соответственно. Фракция, содержащая олефин C₁₂, полученная путем разделения, направляется во второе устройство II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 57 и трубопроводу 45 для приведения в контакт с регенерированным катализатором из трубопровода 16', предварительно поднятым с помощью предварительно

поднимающего пара из трубопровода 1' для реакции. Полученный второй продукт реакции и второй отработанный катализатор подвергаются разделению на масло-газ и катализатор в разгрузочном подъёмнике 7', отделенный отработанный катализатор с осажженным углеродом подвергается очистке паром из трубопровода 11' в отпарной секции 10' для удаления переносимого масла-газа, и затем катализатор направляется в регенератор 13 по трубопроводу 12' для сжигания кокса. Образующийся отходящий газ выводится из регенератора по трубопроводу 15. В регенераторе 13 воздух из трубопровода 14 сжигает кокс на катализаторе для восстановления его активности, и затем катализатор рециркулируется во второе устройство II для реакции каталитической конверсии по трубопроводу 16' для реакции. Отделенный второй продукт реакции смешивается в трубопроводе 17 с первым продуктом реакции и направляется в устройство 18 для фракционирования.

В предпочтительных вариантах выполнения изобретения настоящая заявка обеспечивает следующие технические решения:

1. Процесс получения газолена и пропилена, включающий:
подачу олефина C_4 в реактор олигомеризации для приведения в контакт с катализатором олигомеризации для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C_{12} ;

подачу исходного масла в первое устройство для реакции каталитической конверсии для приведения в контакт с катализатором каталитической конверсии для первой реакции каталитической конверсии для получения первого продукта реакции и первого отработанного катализатора;

регенерацию первого отработанного катализатора и рециркуляцию полученного регенерированного катализатора в первое устройство для реакции каталитической конверсии;

отделение от первого продукта реакции по меньшей мере фракции, содержащей олефин C_4 и FGO, предпочтительно рециркуляцию фракции, содержащей олефин C_4 , в реактор олигомеризации для приведения в контакт с катализатором олигомеризации для олигомеризации для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C_{12} ;

отделение олефина C_{12} от полученного продукта олигомеризации, содержащего олефин C_{12} , рециркуляцию по меньшей мере части полученного олефина C_{12} в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или направление его во второе устройство для реакции каталитической конверсии; приведение в контакт олефина C_{12} со вторым катализатором каталитической конверсии во втором устройстве для реакции

каталитической конверсии для второй реакции каталитической конверсии для получения второго продукта реакции и второго отработанного катализатора; регенерацию второго отработанного катализатора и рециркуляцию полученного регенерированного катализатора во второе устройство для реакции каталитической конверсии; необязательно отделение полученного второго продукта реакции вместе с первым продуктом реакции;

необязательно, подачу полученного FGO в первый реактор гидроочистки для приведения в контакт с первым катализатором гидроочистки для первой гидроочистки для получения гидрированного FGO;

предпочтительно, подачу по меньшей мере части гидрированного FGO в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или во второе устройство для реакции каталитической конверсии.

2. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где условия олигомеризации включают: температуру 50-500°C, давление 0,5-5,0 МПа и среднечасовую объемную скорость 0,1-100 ч⁻¹;

катализатор олигомеризации представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из катализаторов на основе фосфорной кислоты, кислотных смол, твердых кислотных катализаторов на основе диоксида кремния-оксида алюминия и цеолитных твердых кислотных катализаторов;

где катализатор на основе фосфорной кислоты является одним или несколькими, выбранными из катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на диатомит, катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на активированный уголь, катализатора, образованного из пропитанного фосфорной кислотой кварцевого песка, катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на силикагель, и катализатора, образованного загрузкой пиррофосфата меди на силикагель;

твердый кислотный катализатор на основе диоксида кремния-оксида алюминия представляет собой катализатор, образованный загрузкой иона(ов) металла на носитель на основе оксида алюминия и/или аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, где загруженный ион(ы) металла выбирается из металлов Группы VIII и/или металлов Группы IVA;

цеолитный твердый кислотный катализатор содержит в пересчете на массу катализатора 10-100 мас.% цеолита и 0-90 мас.% матрицы, где цеолит представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из Y-цеолитов, цеолитов ZSM-5 и бета-цеолитов.

3. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где источники олефина C₄ включают, но без ограничения: устройство для реакции каталитической конверсии, другое устройство(а) для реакции каталитической конверсии и другие блоки, которые производят продукт, содержащий олефин C₄;

5 продукт олигомеризации имеет содержание олефина C₁₂ не менее чем 20 мас.% в пересчете на массу продукта олигомеризации;

содержащая олефин C₄ фракция имеет содержание олефина C₄ 40-100 мас.%;

10 фракция, содержащая олефин C₄, имеет содержание серы не более чем 20 мкг/г, содержание основного нитрида не более чем 0,6 мкг/г, содержание воды 600-1800 мкг/г и содержание диена не более чем 200 мкг/г в пересчете на массу фракции, содержащей олефин C₄;

олефин C₁₂, рециркулируемый в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или подаваемый во второе устройство для реакции каталитической конверсии, составляет 0,1-80 мас.%, предпочтительно 1-70 мас.%, от массы исходного масла,

15 фракция легкого рециклового масла имеет диапазон перегонки 190-265°C, предпочтительно 200-260°C; и фракция FGO имеет диапазон перегонки >250°C, предпочтительно >260°C.

4. Процесс в соответствии с Пунктом 1, дополнительно включающий:
20 приведение в контакт исходного масла со вторым катализатором гидроочистки во втором реакторе гидроочистки для второй гидроочистки, и затем направление полученного продукта гидрирования в первое устройство для реакции каталитической конверсии;

25 свойство исходного масла удовлетворяет по меньшей мере одному из следующих критериев:

плотность 900-1000 кг/м³, предпочтительно 930-960 кг/м³, углеродный остаток 4-15 мас.%, предпочтительно 6-12 мас.%, содержание металла 15-600 ppm, предпочтительно 15-100 ppm, кислотное число 0,5-20 мг КОН/г, предпочтительно 0,5-10 мг КОН/г;

30 условия второй гидроочистки включают: парциальное давление водорода 3,0-20,0 МПа, температуру реакции 300-450°C, объемное отношение водорода к маслу 100-2000 стандартных кубических метров/кубический метр и объемную скорость 0,1-3,0 ч⁻¹;

35 второй катализатор гидроочистки содержит носитель и активный металл, где носитель представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из оксида алюминия, диоксида кремния и аморфного диоксида кремния-оксида алюминия,

и активный металл выбирается из металлов Группы VIB и/или металлов Группы VIII, предпочтительно, носитель содержит около 2-15 мас.% Al и 5-30 мас.% P в пересчете на массу носителя, и катализатор содержит 5-40 мас.% оксидов металлов Группы VIB и 1-12 мас.% оксидов металлов Группы VIII в пересчете на массу катализатора.

5 5. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где условия первой гидроочистки включают: парциальное давление водорода 3,0-20,0 МПа, температуру реакции 300-450°C, объемную скорость 0,1-10,0 ч⁻¹ и объемное отношение водорода к маслу 100-1500 стандартных кубических метров/кубический метр; первый катализатор гидроочистки содержит носитель и активный металл, где носитель представляет собой
10 один или несколько, выбранные из группы, состоящей из оксида алюминия, диоксида кремния и аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, и активный металл выбирается из металлов Группы VIB и/или металлов Группы VIII.

6. Процесс в соответствии с Пунктом 1, дополнительно включающий: отделение от первого продукта реакции фракции FGO, имеющей диапазон перегонки >260°C, и
15 фракции легкого рециклового масла, имеющей диапазон перегонки 200-260°C, направление фракции FGO в первый реактор гидроочистки для первой гидроочистки, затем ее рециркуляцию в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или второе устройство для реакции каталитической конверсии и направление фракции легкого рециклового масла в первое устройство для реакции каталитической
20 конверсии и/или второе устройство для реакции каталитической конверсии.

7. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где первое устройство для реакции каталитической конверсии и второе устройство для реакции каталитической конверсии каждое независимо выбирается из группы, состоящей из стояка равного диаметра, стояка с постоянной линейной скоростью, стояка с преобразованным диаметром,
25 псевдооживленного слоя, комбинированного реактора, содержащего стояк равного диаметра в сочетании с псевдооживленным слоем, восходящей транспортной линии и нисходящей транспортной линии или комбинации двух из них, соединенных последовательно.

8. Процесс в соответствии с Пунктом 7, где стояк с преобразованным
30 диаметром содержит первую реакционную зону и вторую реакционную зону вдоль направления реакционного потока;

вторая реакционная зона снабжена одним или несколькими входными отверстиями для охлаждающей/нагревающей среды у дна, и/или вторая реакционная зона снабжена отводом тепла, и высота отвода тепла составляет 50-90% от высоты
35 второй реакционной зоны.

9. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где первый катализатор каталитической конверсии и второй катализатор каталитической конверсии являются каждый независимо катализатором на основе аморфного диоксида кремния-оксида алюминия и/или цеолитным катализатором, где цеолит в цеолитном катализаторе представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из Y-цеолита, HY-цеолита, ультрастабильного Y-цеолита, цеолита серии ZSM-5, высококремнеземистого цеолита, имеющего структуру пентасила, и ферриерита.

10. Процесс в соответствии с Пунктом 1, дополнительно включающий: отделение первого продукта реакции и/или второго продукта реакции для получения шламового масла и рециркуляцию по меньшей мере части шламового масла в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или второе устройство для реакции каталитической конверсии.

11. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где исходное масло содержит нефтяной углеводород и/или другое минеральное масло, где нефтяной углеводород представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из атмосферного газойля, вакуумного газойля, атмосферного остатка, вакуумного остатка, гидрированного остатка, коксового газойля и деасфальтированного масла; указанное другое минеральное масло представляет собой одно или несколько, выбранные из группы, состоящей из жидкого масла, полученного из угля и природного газа, масла нефтяного песка, нефти из плотных пластов и сланцевого масла.

12. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где по меньшей мере одно из исходного масла, гидрированного FGO и олефина C₁₂ подается в первое устройство для реакции каталитической конверсии в одной и той же точке подачи и/или в двух или более точках подачи.

13. Процесс в соответствии с Пунктом 7, где первое устройство для реакции каталитической конверсии представляет собой стояк с преобразованным диаметром, первое устройство для реакции каталитической конверсии содержит первую реакционную зону и вторую реакционную зону вдоль направления реакционного потока, и исходное масло, гидрированный FGO и олефин C₁₂ подаются в первую реакционную зону;

условия первой реакции каталитической конверсии включают:

первая реакционная зона: температура реакции 450-620°C, предпочтительно 500-600°C, время реакции 0,5-2,0 секунд, предпочтительно 0,8-1,5 секунд, массовое отношение катализатора к исходному сырью 3-15 : 1, предпочтительно 4-12 : 1, и

массовое отношение пара к исходному сырью 0,03-0,3 : 1, предпочтительно 0,05-0,15 : 1;

5 вторая реакционная зона: температура реакции 460-550°C, предпочтительно 480-530°C, время реакции 2-30 секунд, предпочтительно 3-15 секунд, массовое отношение катализатора к исходному сырью 4-18 : 1, предпочтительно 4,5-15 : 1, и массовое отношение пара к исходному сырью 0,03-0,3 : 1, предпочтительно 0,05-0,15 : 1.

14. Процесс в соответствии с Пунктом 1, где условия второй реакции каталитической конверсии включают: температуру реакции 450-620°C, время реакции 10 0,5-20,0 секунд, массовое отношение катализатора к маслу 1-25 и массовое отношение пара к маслу 0,03-0,3.

15. Система для получения газа и пропилена, содержащая первое устройство для реакции каталитической конверсии, регенератор, устройство для разделения масла и катализатора, устройство для разделения продуктов, реактор олигомеризации, ректификационную колонну и необязательно второе устройство для реакции каталитической конверсии;

первое устройство для реакции каталитической конверсии снабжено входным отверстием для катализатора, входным отверстием для исходного сырья и выходным отверстием для масла-катализатора, регенератор снабжен входным отверстием для катализатора и выходным отверстием для катализатора, устройство для разделения масла и катализатора снабжено входным отверстием для масла-катализатора, выходным отверстием для масла-газа и выходным отверстием для катализатора, устройство для разделения продуктов снабжено по меньшей мере входным отверстием для масла-газа и выходным отверстием для содержащей олефин C₄ фракции, реактор олигомеризации снабжен входным отверстием для исходного сырья и выходным отверстием для продукта олигомеризации, ректификационная колонна снабжена входным отверстием для масла-газа, выходным отверстием для олефина C₁₂ и выходным отверстием для отделенного продукта, и второе устройство для реакции каталитической конверсии снабжено входным отверстием для катализатора, входным 25 отверстием для исходного сырья и выходным отверстием для масла-катализатора;

входное отверстие для катализатора первого устройства для реакции каталитической конверсии находится в жидкостном сообщении с выходным отверстием для катализатора регенератора, выходное отверстие для масла-катализатора первого устройства для реакции каталитической конверсии находится в жидкостном 35 сообщении с входным отверстием для масла-катализатора устройства для разделения

масла-катализатора, выходное отверстие для катализатора устройства для разделения масла-катализатора находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для катализатора регенератора, выходное отверстие для масла-газа устройства для разделения масла-катализатора находится в жидкостном сообщении с входным
5 отверстием для масла-газа устройства для разделения продуктов, выходное отверстие для содержащей олефин C_4 фракции устройства для разделения продуктов находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья реактора олигомеризации, выходное отверстие для продукта олигомеризации реактора олигомеризации находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для масла-
10 газа ректификационной колонны, и выходное отверстие для содержащей олефин C_{12} фракции ректификационной колонны находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии и необязательно в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции
15 каталитической конверсии;

предпочтительно, система дополнительно включает первый реактор гидроочистки, устройство для разделения продуктов дополнительно снабжено выходным отверстием для FGO, входное отверстие для исходного сырья первого реактора гидроочистки находится в жидкостном сообщении с выходным отверстием
20 для FGO устройства для разделения продуктов, и выходное отверстие для продукта первого реактора гидроочистки находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья первого устройства для реакции каталитической конверсии и необязательно в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции каталитической конверсии.

16. Система в соответствии с Пунктом 15, дополнительно содержащая второй реактор гидроочистки, второй реактор гидроочистки снабжен входным отверстием для исходного масла и выходным отверстием для продукта, выходное отверстие для
продукта второго реактора гидроочистки находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья первого устройства для реакции
30 каталитической конверсии;

устройство для разделения продуктов дополнительно снабжено выходным отверстием для легкого рециклового масла, и выходное отверстие для легкого рециклового масла устройства для разделения продуктов находится в жидкостном
сообщении с входным отверстием для исходного сырья первого устройства для
35 реакции каталитической конверсии.

Примеры

Настоящая заявка будет далее проиллюстрирована со ссылкой на следующие примеры, но без ограничения ими.

- 5 Свойства исходных масел от А до С, используемых в примерах и сравнительных примерах настоящей заявки, показаны в Таблице 1.

Таблица 1 Свойства исходных масел, используемых в примерах и сравнительных примерах

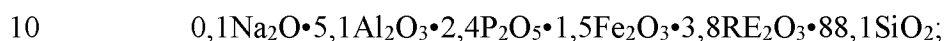
Свойства исходного сырья	А	В	С
Плотность (20°C)/(кг/м ³)	902	859,7	890,5
Содержание кокса по Конрадсону, мас.%	4,67	0,07	2,94
С, мас.%	83,8	85,63	86,48
Н, мас.%	12,7	13,45	13,18
S, мас.%	0,16	0,077	0,15
N, мас.%	0,2109	0,058	0,19
Fe, мг/г	7,57	2,3	9,1
Na, мг/г	-	0,6	0,16
Ni, мг/г	5,04	4,9	5,4
V, мг/г	0,96	0,4	16,49
Начальная точка кипения, °C	221	316	261
10%, °C	332	357	439
30%, (C)	-	390	501
50%, °C	354	419	550

10

Приготовление катализатора каталитической конверсии А, используемого в примерах, кратко описано следующим образом:

1) 20 кг NH₄Cl растворяли в 1000 кг воды, в раствор добавляли 100 кг (в пересчете на сухое вещество) цеолита ZRP-1 в качестве продукта кристаллизации

(доступен от Qilu Branch of Sinopec Catalyst Co., Ltd., $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3=100$, содержание редкоземельных $\text{RE}_2\text{O}_3 = 2,0$ мас.%), обменивали при 90°C в течение 0,5 часа и фильтровали для получения фильтровального кека; добавляли и растворяли 4,0 г H_3PO_4 (с концентрацией 85%) и 4,5 г $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3$ в 90 г воды, и затем смешивали с
5 фильтровальным кеком для пропитки и высушивали; затем прокаливали при 550°C в течение 2 часов для получения мезопористого цеолита со структурой MFI, содержащего фосфор и железо, химический состав которого, определенный элементным анализом, выглядит следующим образом:



2) 75,4 кг галлуазита (промышленный продукт, доступный от Suzhou China Clay Company, с содержанием твердого вещества 71,6 мас.%) смешивали с 250 кг декатионизированной воды, затем добавляли 54,8 кг псевдобёмита (промышленный
15 продукт, доступный от Shandong Aluminum Plant, с содержанием твердого вещества 63 мас.%), и полученный продукт доводили до pH 2-4 соляной кислотой, равномерно перемешивали и выдерживали при температуре $60-70^\circ\text{C}$ в течение 1 часа, выдерживали при pH 2-4 и охлаждали до температуры ниже 60°C и затем добавляли 41,5 кг золя оксида алюминия (доступен от Qilu Branch of Sinopec Catalyst Co., Ltd., с содержанием
20 Al_2O_3 21,7 мас.%) и перемешивали в течение 40 минут для получения смешанной суспензии;

3) содержащий фосфор и железо мезопористый цеолит со структурой MFI (сухой вес 24,5 кг), полученный на этапе 1), и ультрастабильный Y-цеолит DASY (1,3 кг на сухое вещество, доступен от Qilu Branch of Sinopec Catalyst Co., Ltd.) добавляли в
25 смешанную суспензию, полученную на этапе 2), равномерно перемешивали, высушивали распылением, промывали раствором дигидрофосфата аммония (с содержанием фосфора 1 мас.%) для удаления свободного Na^+ и высушивали для получения катализатора каталитической конверсии, обозначенного как Катализатор А. Катализатор содержит в пересчете на сухое вещество 20 мас.% содержащего фосфор и
30 железо мезопористого цеолита со структурой MFI, 1% макропористого цеолита DASY, 32 мас.% псевдобёмита, 7 мас.% золя оксида алюминия и остальное - каолин.

Приготовление катализатора гидроочистки, используемого в примерах, кратко описано следующим образом:

метавольфрамат аммония $((\text{NH}_4)_2\text{W}_4\text{O}_{13} \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, химически чистый) и нитрат
35 никеля $(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, химически чистый) взвешивали и смешивали с водой в 200 мл

раствора. Раствор добавляли к 50 г носителя на основе оксида алюминия, иммерсировали при комнатной температуре в течение 3 часов, иммерсионную жидкость обрабатывали ультразвуковыми волнами в течение 30 минут во время иммерсирования, охлаждали, фильтровали и сушили в микроволновой печи в течение

около 15 минут для получения катализатора, обозначенного как Катализатор F. Катализатор имеет следующий состав: 30,0 мас.% WO₃, 3,1 мас.% NiO и остальное - оксид алюминия.

Свойства катализаторов каталитической конверсии A, B, C, D и катализатора олигомеризации E, используемых в примерах, приведены в Таблице 2. Катализатор олигомеризации E представляет собой цеолитный твердый кислотный катализатор, доступный от Qilu Branch of Sinopec Catalyst Co., Ltd. под торговым наименованием RGW-1; Катализатор B представляет собой катализатор каталитического крекинга, доступный от Qilu Branch of Sinopec Catalyst Co., Ltd. под торговым наименованием MMC-1; Катализатор C представляет собой катализатор с высоким выходом пропилена и газа, доступный от Qilu Branch of Sinopec Catalyst Co., Ltd. под торговым наименованием RAG-1; и Катализатор D представляет собой обычный катализатор каталитического крекинга, доступный от Qilu Branch of Sinopec Catalyst Co., Ltd. под торговым наименованием MLC-500.

Таблица 2 Свойства катализаторов, используемых в примерах

Название катализатора	A	B	C	D	E
Тип цеолита	Мезопористый + макропористый (очень мало)	Мезопористый (основной) + макропористый (незначительно)	Мезопористый (незначительно) + макропористый (основной)	Макропористый	/
Оксид алюминия	50,5	51	50,2	38,4	49,8
Оксид натрия	0,066	0,066	0,321	0,34	0,28
Оксид железа	0,3	0,056	1,1	/	/
Редкоземельный	/	/		2,5	/

Насыпная плотность, кг/м ³	740	800	700	740	745
Объем пор, мл/г	0,33	0,22	0,40	0,28	0,67
Удельная площадь поверхности, м ² /г	251	191	196	234	258
Индекс абразивности, мас.%/ч	0,99	2,8	1,5	1,7	1,1
Просеиваемая композиция, мас.%					
0-40 микрон	18,9	27,8	20,2	/	/
40-80 микрон	46,7	62	50,1	/	/
> 80 микрон	34,4	10,2	29,7	/	/

Пример 1

Этот пример проводили в соответствии с технологическим процессом, показанным на Фиг. 1, с использованием Исходного масла А непосредственно в качестве исходного сырья для каталитической конверсии на экспериментальной установке со стояком-реактором с преобразованным диаметром. Исходное масло А подавали на дно первой реакционной зоны 9, приводили в контакт с Катализатором А на дне первой реакционной зоны 9 и подвергали реакции каталитической конверсии последовательно в первой реакционной зоне 9 и второй реакционной зоне 8. Полученный продукт реакции и отработанный катализатор с осажденным на нем углеродом разделяли в разгрузочном подъемнике, и продукт реакции разделяли в соответствии с диапазоном перегонки в устройстве для разделения продуктов для получения сухого газа, этилена, пропилена, пропана и фракции, содержащей олефин C₄ (с содержанием олефина C₄ 85,9 мас.%), бутана, газолина, фракции легкого рециклового масла, имеющей диапазон перегонки 200-260°C, и фракции FGO, имеющей диапазон перегонки >260°C.

Фракцию, содержащую олефин C₄, подавали в реактор олигомеризации для олигомеризации, а фракцию, содержащую олефин C₁₂ (с содержанием олефина C₁₂ 85,2 мас.%), отделенную в ректификационной колонне, рециркулировали во вторую реакционную зону 8; фракцию легкого рециклового масла, имеющую диапазон перегонки 200-260°C, рециркулировали в первую реакционную зону 9 для повторного использования, фракцию FGO, имеющую диапазон перегонки >260°C, подвергали гидроочистке в условиях, включающих парциальное давление водорода 18,0 МПа,

температуру реакции 350°C, объемное отношение водорода к маслу 1500 и объемную скорость 1,5 ч⁻¹, и продукт гидрирования рециркулировали в первую реакционную зону 9 для реакции каталитической конверсии. Олефин C₁₂, введенный во вторую реакционную зону 8, составлял 18,9 мас.% от общего исходного сырья для каталитической конверсии. Рабочие условия и распределение продуктов приведены в Таблице 3.

Сравнительный Пример 1-а

Операция была по существу такой же, как в Примере 1, за исключением того, что использовали обычный катализатор каталитического крекинга D, и продукт разделяли, как требуется в обычных процессах каталитического крекинга, для получения сухого газа, сжиженного газа, пропилена, газolina, дизельного масла и шламового масла, и рециркуляция продукта каталитической конверсии не производилась. Рабочие условия и распределение продуктов приведены в Таблице 3.

Сравнительный Пример 1-b

Операция была по существу такой же, как в Примере 1, за исключением того, что отделенную фракцию, содержащую олефин C₄ (с содержанием олефина C₄ 85,7%), подавали в реактор олигомеризации для олигомеризации, а фракцию, содержащую олефин C₈ (с содержанием олефина C₈ 84,9 мас.%), отделенную с помощью ректификационной колонны, рециркулировали во вторую реакционную зону, и олефин C₈ составлял 18,8 мас.% от общего исходного сырья для каталитической конверсии. Рабочие условия и распределение продуктов приведены в Таблице 3.

Таблица 3 Рабочие условия и результаты Примера 1, Сравнительных Примеров 1-а и 1-b

Характеристика	Пример 1		Сравнительный Пример 1-а	Сравнительный Пример 1 b
Исходное масло	Исходное масло А	Исходное масло А*	Исходное масло А	Исходное масло А
Рабочие условия (устройство для реакции каталитической конверсии)				
Реактор	Стояк с двумя диаметрами	Стояк с двумя диаметрами	Стояк с двумя диаметрами	Стояк с двумя диаметрами

Катализатор	A	A	D	A
Температура на выходе из стояка, °C	500	500	500	500
Температура реакционной зоны I/II, °C	550/500	550/500	550/500	550/500
Время реакции реакционной зоны I/II, секунды	1,0/4,7	1,0/4,7	1,0/4,7	1,0/4,7
Массовое отношение катализатора к маслу реакционной зоны I/II	5,0/6,5	5,0/6,5	5,0/6,5	5,0/6,5
Массовое соотношение пар/исходное масло	0,10	0,10	0,10	0,10
Рабочие условия (реактор олигомеризации)				
Катализатор	E	/	/	E
Температура олигомеризации олефина C ₄ , °C	200	/	/	120
Давление олигомеризации олефина C ₄ , МПа	2	/	/	1
Среднечасовая объемная скорость олигомеризации олефина C ₄ , ч ⁻¹	1	/	/	1
Рабочие условия (реактор гидроочистки)				
Катализатор	F	/	/	F
Температура, °C	350	/	/	350
Парциальное давление водорода, МПа	18,0	/	/	18,0

Объемная скорость, ч ⁻¹	1,5	/	/	1,5
Объемное отношение водорода к маслу	1500	/	/	1500
Распределение продуктов, мас.%				
Сухой газ	3,62	3,30	3,01	3,54
Метан	0,43	0,40	0,51	0,51
Этан	0,33	0,31	0,38	0,38
Сжиженный газ	35,25	28,09	17,51	33,94
Пропилен	25,68	12,11	5,1	22,67
Пропилен/пропан	/	3,9	3,0	/
Изобутилен/изобутан	/	1,8	0,7	/
Газолин	51,51	37,39	48,81	52,93
Дизельное масло	-	18,90	18,92	-
Шламовое масло	-	3,64	3,00	-
Кокс	9,62	8,68	8,75	9,59
Общее	100,00	100,00	100,00	100,00

* Данные Примера 1 в колонке 2 представляют собой рабочие условия и результаты для случая, когда реакция каталитической конверсии проводилась только в стояке-реакторе с преобразованным диаметром, и полученный продукт каталитической конверсии не рециркулировали.

5

Пример 2

Испытание проводили с использованием Исходного масла В в качестве исходного сырья для каталитической конверсии на составном реакторе, как показано на Фиг. 2, содержащем стояк и слой с плотной фазой, соединенные последовательно.

10 Исходное масло В приводили в контакт с Катализатором В, подвергали реакции в блоке стояка в условиях, включающих температуру реакции 650°C, время реакции 0,8 секунд, массовое отношение катализатора к маслу 20 и массовое отношение пара к маслу 0,8; полученный реакционный поток направляли в блок со слоем с плотной фазой для дальнейшей реакции при температуре реакции 580°C и среднечасовой объемной

15 скорости 10 ч⁻¹ для получения отработанного катализатора и продукта реакции. Отработанный катализатор регенерировали, и регенерированный катализатор

рециркулировали в блок стояка в качестве катализатора каталитической конверсии. Продукт реакции разделяли в соответствии с диапазоном перегонки в устройстве для разделения продуктов для получения сухого газа, этилена, пропилена, пропана, фракции, содержащей олефин C₄ (с содержанием олефина C₄ 84,8 мас.%), бутана, газolina, дизельного масла и шламового масла.

Фракцию, содержащую олефин C₄, подавали в реактор олигомеризации для олигомеризации, а фракцию, содержащую олефин C₁₂ (с содержанием олефина C₁₂ 85,1 мас.%), отделенную с помощью ректификационной колонны, рециркулировали в блок со слоем с плотной фазой. Олефин C₁₂, введенный в блок со слоем с плотной фазой для дальнейшего крекинга, составлял 15,5 мас.% от общего сырья для каталитической конверсии. Рабочие условия и распределение продуктов приведены в Таблице 4.

Сравнительный Пример 2

Операция была по существу такой же, как в Примере 2, за исключением того, что продукт каталитической конверсии отделяли и разделяли для получения сухого газа, сжиженного газа, пропилена, газolina, дизельного масла и шламового масла, и продукт каталитической конверсии не рециркулировали. Рабочие условия и распределение продуктов приведены в Таблице 4.

Таблица 4 Рабочие условия и результаты Примера 2 и Сравнительного Примера 2

Характеристика	Пример 2	Сравнительный Пример 2
Исходное масло	В	В
Рабочие условия (устройство для реакции каталитической конверсии)		
Реактор	Стояк + слой с плотной фазой	Стояк + слой с плотной фазой
Блок стояка		
Катализатор	В	В
Температура реакции, °C	650	650
Время реакции, секунды	0,8	0,8
Массовое соотношение пар/исходное масло	0,8	0,8
Массовое соотношение	20,0	20,0

катализатор/исходное масло		
Блок слоя с плотной фазой		
Температура реакции, °С	580	580
Среднечасовая объемная скорость, ч ⁻¹	10	10
Рабочие условия (реактор олигомеризации)		
Катализатор	Е	/
Температура олигомеризации олефина С ₄ , °С	200	/
Давление олигомеризации олефина С ₄ , МПа	2	/
Среднечасовая объемная скорость олигомеризации олефина С ₄ , ч ⁻¹	1	/
Распределение продуктов, мас. %		
Сухой газ	12,51	11,91
Метан	3,32	3,24
Этан	2,34	2,33
Сжиженный газ	40,43	42,22
Пропилен	25,65	19,30
Пропилен/пропан	/	6,34
Изобутилен/изобутан	/	2,03
Газолин	27,31	26,60
ВТХ	7,61	7,53
Дизельное масло	6,83	6,69
Шламовое масло	6,39	6,37
Кокс	6,53	6,21
Общее	100,00	100,00

Пример 3

Испытание проводили в соответствии с технологическим процессом, показанным на Фиг. 3, с использованием Исходного масла С в качестве исходного материала для каталитической конверсии в стояке-реакторе равного диаметра. Исходное масло С приводили в контакт с Катализатором С и подвергали реакции в стояке-реакторе в условиях, включающих температуру реакции 530°С, время реакции 3,5 секунд, массовое отношение катализатора к маслу 8 и массовое отношение пара к

маслу 0,1 для получения отработанного катализатора и продукта реакции. Отработанный катализатор регенерировали, и регенерированный катализатор рециркулировали в стояк-реактор в качестве катализатора каталитической конверсии. Продукт реакции разделяли в соответствии с диапазоном перегонки в устройстве для

5 разделения продуктов для получения сухого газа, этилена, пропилена, пропана, фракции, содержащей олефин C₄ (с содержанием олефина C₄ 85,0 мас.%), бутана, газолина, дизельного масла и шламового масла.

Фракцию, содержащую олефин C₄, подавали в реактор олигомеризации для олигомеризации, и фракцию, содержащую олефин C₁₂ (с содержанием олефина C₁₂ 85,3

10 мас.%), отделенную с помощью ректификационной колонны, рециркулировали в стояк-реактор. Олефин C₁₂, рециркулированный в стояк-реактор для дальнейшего крекинга, составлял 14,17 мас.% от общего сырья для каталитической конверсии. Рабочие условия и распределение продуктов приведены в Таблице 5.

Сравнительный Пример 3

Операция была по существу такой же, как в Примере 3, за исключением того, что продукт каталитической конверсии разделяли в соответствии с диапазоном перегонки в устройстве для разделения продуктов для получения сухого газа, сжиженного газа, пропилена, газолина, дизельного масла и шламового масла, и

20 рециркуляцию продукта каталитической конверсии не проводили. Рабочие условия и распределение продуктов приведены в Таблице 5.

Таблица 5 Рабочие условия и результаты Примера 3 и Сравнительного Примера

3

Характеристика	Пример 3	Сравнительный Пример 3
Исходное масло	C	C
Рабочие условия (устройство для реакции каталитической конверсии)		
Реактор	Стояк-реактор	Стояк-реактор
Катализатор	C	C
Температура реакции, °C	530	530
Время реакции, секунды	3,5	3,5
Массовое соотношение пар/исходное масло	0,1	0,1

Массовое соотношение катализатор/исходное масло	8	8
Рабочие условия (реактор олигомеризации)		
Катализатор	Е	/
Температура олигомеризации олефина C ₄ , °C	200	/
Давление олигомеризации олефина C ₄ , МПа	2	/
Среднечасовая объемная скорость олигомеризации олефина C ₄ , ч ⁻¹	1	/
Распределение продуктов, мас. %		
Сухой газ	3,75	3,72
Метан	0,89	0,87
Этан	0,68	0,66
Сжиженный газ	22,75	23,10
Пропилен	13,85	8,56
Пропилен/пропан	/	5,3
Изобутилен/изобутан	/	1,0
Газолин	43,70	43,51
Дизельное масло	19,55	19,49
Шламовое масло	3,53	3,51
Кокс	6,72	6,67
Общее	100,00	100,00

Пример 4

Испытание проводили с использованием Исходного масла С в качестве исходного сырья для каталитической конверсии в системе реакторов с двойным стояком, как показано на Фиг. 4. Исходное масло С приводили в контакт с катализатором С, подвергали реакции в первом стояке-реакторе при температуре реакции 530°C, времени реакции 3,5 секунд, массовом отношении катализатора к маслу 8 и массовом отношении пара к маслу 0,10 для получения отработанного катализатора и продукта реакции. Отработанный катализатор регенерировали, и регенерированный катализатор рециркулировали в первый стояк-реактор в качестве катализатора каталитической конверсии. Полученный продукт реакции разделяли в соответствии с

диапазоном перегонки в устройстве для разделения продуктов для получения сухого газа, этилена, пропилена, пропана, бутана, фракции, содержащей олефин C₄ (с содержанием олефина C₄ 85,3 мас.%), газolina, дизельного масла и шламового масла.

Фракцию, содержащую олефин C₄, подавали в реактор 44 олигомеризации для олигомеризации в соответствии с технологическим процессом, показанным на Фиг. 4, фракцию, содержащую олефин C₁₂ (с содержанием олефина C₁₂ 85,0 мас.%), отделяли с помощью ректификационной колонны, и фракцию, содержащую олефин C₁₂, подавали на дно второго стояка-реактора для реакции. Олефин C₁₂, введенный во второй стояк-реактор, составлял 15,9 мас.% от общего сырья для каталитической конверсии, и реакцию проводили при температуре реакции 530°C, времени реакции 2,0 секунды, массовом отношении катализатора к маслу 8 и массовом отношении пара к маслу 0,10. Рабочие условия и распределение конечного продукта, полученного путем объединения продуктов реакции из первого стояка-реактора и второго стояка-реактора, приведены в Таблице 6.

Таблица 6 Рабочие условия и результаты Примера 4

Характеристика	Пример 4
Исходное масло	С
Рабочие условия (устройство для реакции каталитической конверсии)	
Реактор	Двойные стояки, соединенные параллельно
Катализатор	С
Температура на выходе из первого/второго стояка, °C	530/530
Время реакции первого/второго стояка, секунды	3,5/2,0
Массовое соотношение катализатор/исходное масло	8
Массовое соотношение пар/исходное масло	0,10
Рабочие условия (реактор олигомеризации)	
Катализатор	Е
Температура олигомеризации олефина C ₄ , °C	200
Давление олигомеризации олефина C ₄ , МПа	2

Среднечасовая объемная скорость олигомеризации олефина C ₄ , ч ⁻¹	1
Конечное распределение продуктов, мас. %	
Сухой газ	3,83
Сжиженный газ	21,46
Пропилен	15,76
Газолин	43,50
Дизельное масло	20,31
Шламовое масло	3,82
Кокс	7,08
Общее	100,00

Как видно из сравнения результатов приведенных выше примеров и сравнительных примеров, процесс и система по настоящей заявке обеспечивают более высокий выход пропилена путем олигомеризации олефина C₄ в олефин C₁₂ и рециркуляции полученного олефина C₁₂. Кроме того, результаты в Таблице 3 также показывают, что реакция каталитической конверсии по Примеру 1 может сама по себе обеспечить более низкий выход алкана и более высокий выход пропилена по сравнению со Сравнительным Примером 1, и выход пропилена может быть дополнительно значительно увеличен за счет олигомеризации олефина C₄ и рециркуляции олефина C₁₂.

Настоящая заявка подробно проиллюстрирована в настоящем документе выше со ссылкой на предпочтительные варианты выполнения изобретения, но не предназначена быть ограниченной этими вариантами выполнения. В соответствии с изобретательской концепцией могут быть сделаны различные изменения настоящей заявки, и эти изменения должны соответствовать объему настоящей заявки.

Следует отметить, что различные технические признаки, описанные в приведенных выше вариантах выполнения изобретения, могут быть объединены любым подходящим способом без противоречий, и во избежание ненужного повторения различные возможные комбинации не описаны в настоящей заявке, но такие комбинации также должны входить в объем настоящей заявки.

Кроме того, различные варианты выполнения изобретения по настоящей заявке могут объединяться произвольным образом до тех пор, пока комбинация не будет

отклоняться от сущности настоящей заявки и такие комбинированные варианты выполнения изобретения следует рассматривать как раскрытие настоящей заявки.

Формула изобретения

1. Процесс получения газolina и пропилена, включающий этапы:

1) предоставления исходного масла для первой реакции каталитической конверсии в первом устройстве для реакции каталитической конверсии для получения первого продукта реакции, содержащего пропилен, олефин C₄ и газoliновый компонент;

2) отделения первого продукта реакции для получения пропиленовой фракции, газoliновой фракции, фракции, содержащей олефин C₄, необязательно фракции легкого рециклового масла и необязательно фракции газойля псевдоожиженного каталитического крекинга (FGO);

3) предоставления содержащей олефин C₄ фракции, полученной на этапе 2), и необязательно содержащей олефин C₄ фракции, полученной из внешнего источника, для олигомеризации олефина в реакторе олигомеризации для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C₁₂, и необязательно разделения продуктов олигомеризации для получения фракции, содержащей олефин C₁₂;

4) рециркуляции содержащих олефин C₁₂ продукта или фракции олигомеризации в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или направления содержащих олефин C₁₂ продукта или фракции олигомеризации во второе устройство для реакции каталитической конверсии для второй реакции каталитической конверсии для получения второго продукта реакции, содержащего пропилен; и

5) необязательно предоставления фракции FGO на первую гидроочистку в первом реакторе гидроочистки для получения гидрированного FGO и рециркуляции по меньшей мере части гидрированного FGO в первое устройство для реакции каталитической конверсии, и/или направления его во второе устройство для реакции каталитической конверсии, и/или рециркуляции фракции легкого рециклового масла в первое устройство для реакции каталитической конверсии, и/или направления его во второе устройство для реакции каталитической конверсии.

2. Процесс по п.1, где олигомеризацию олефина на этапе 3) проводят в присутствии катализатора олигомеризации в условиях, включающих:

температуру около 50-500°C, давление около 0,5-5,0 МПа и среднечасовую объемную скорость около 0,1-100 ч⁻¹;

катализатор олигомеризации представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из катализаторов на основе фосфорной кислоты,

кислотных смол, твердых кислотных катализаторов на основе диоксида кремния-оксида алюминия и цеолитных твердых кислотных катализаторов;

предпочтительно, катализатор на основе фосфорной кислоты представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на диатомит, катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на активированный уголь, катализатора, образованного из пропитанного фосфорной кислотой кварцевого песка, катализатора, образованного загрузкой фосфорной кислоты на силикагель, и катализатора, образованного загрузкой пирогосфата меди на силикагель;

твердый кислотный катализатор на основе диоксида кремния-оксида алюминия представляет собой катализатор, образованный путем загрузки иона(ов) металла на носитель на основе оксида алюминия и/или аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, где загруженный ион(ы) металла выбирается из металлов Группы VIII, металлов Группы IVA или их комбинации; и

цеолитный твердый кислотный катализатор содержит около 10-100 мас.% цеолита и около 0-90 мас.% матрицы в пересчете на массу цеолитного твердого кислотного катализатора, где цеолит представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из одномерных цеолитов, выбранных из цеолитов MTW (ZSM-12), MTT (ZSM-23) и TON (ZSM-22), двумерных цеолитов, выбранных из цеолитов FER (ферриерита), MFS (ZSM-57), MWW (MCM-22) и MOR (морденит), и трехмерных цеолитов, выбранных из бета-цеолитов.

3. Процесс по п.1 или 2, где:

необязательная фракция легкого рециклового масла на этапе 2) имеет диапазон перегонки около 190-350°C, предпочтительно около 190-280°C и более предпочтительно около 200-260°C; необязательная фракция FGO представляет собой тяжелую фракцию, полученную на дне фракционирующего устройства каталитической конверсии, предпочтительно фракцию, имеющую границу отделения фракции более чем около 250°C, более предпочтительно фракцию, имеющую границу отделения фракции более чем около 260°C;

продукт олигомеризации, полученный на этапе 3), имеет содержание олефина C₁₂ не менее чем около 20 мас.% в пересчете на массу продукта олигомеризации;

содержащая олефин C₄ фракция имеет содержание олефина C₄ около 40-100 мас.% в пересчете на массу содержащей олефин C₄ фракции; и/или

олефин C_{12} , рециркулированный в первое устройство для реакции каталитической конверсии и/или направленный во второе устройство для реакции каталитической конверсии на этапе 4), составляет около 0,1-80 мас.%, предпочтительно около 1-70 мас.% от общего сырья для каталитической конверсии.

5

4. Процесс по любому одному из п.п. 1-3, дополнительно включающий:

предоставление исходного масла для второй гидроочистки во втором реакторе гидроочистки перед этапом 1);

10 вторая гидроочистка проводится в присутствии второго катализатора гидроочистки в условиях, включающих:

парциальное давление водорода около 3,0-20,0 МПа, температуру реакции около 300-450°C, объемное отношение водорода к маслу около 100-2000 стандартных кубических метров/кубический метр и объемную скорость около 0,1-3,0 ч⁻¹;

15 второй катализатор гидроочистки содержит около 70-99 мас.% носителя, который представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из оксида алюминия, диоксида кремния и аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, и около 0,1-30 мас.% активного металла (в пересчете на оксид), выбранного из металлов Группы VIB, металлов Группы VIII или их комбинации.

20 5. Процесс по любому одному из п.п. 1-4, где первую гидроочистку проводят в присутствии первого катализатора гидроочистки в условиях, включающих:

парциальное давление водорода около 3,0-20,0 МПа, температуру реакции около 300-450°C, объемную скорость около 0,1-10,0 ч⁻¹ и объемное отношение водорода к маслу около 100-1500 стандартных кубических метров/кубический метр;

25 первый катализатор гидроочистки содержит около 60-99 мас.% носителя, который представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из оксида алюминия, диоксида кремния и аморфного диоксида кремния-оксида алюминия и около 5-40 мас.% активного металла (в пересчете на оксид), выбранного из металлов Группы VIB, металлов Группы VIII или их комбинации.

30

6. Процесс по любому одному из п.п. 1-5, где первое устройство для реакции каталитической конверсии и второе устройство для реакции каталитической конверсии, если присутствует, является каждый независимо реактором с псевдоожиженным слоем,

35 предпочтительно, реактор с псевдоожиженным слоем представляет собой стояк-реактор или составной реактор, содержащий стояк в сочетании со слоем с плотной

фазой, где стояк-реактор представляет собой стояк-реактор равного диаметра, стояк-реактор с постоянной линейной скоростью или стояк-реактор с преобразованным диаметром.

5 7. Процесс по любому одному из п.п.1-6, где катализатор для первой реакции каталитической конверсии и катализатор для второй реакции каталитической конверсии, если присутствует, каждый независимо выбирается из катализаторов на основе аморфного диоксида кремния-оксида алюминия, цеолитных катализаторов или их комбинации, и где цеолит в цеолитном катализаторе представляет собой один или
10 несколько, выбранные из группы, состоящей из Y-цеолита, HY-цеолита, ультрастабильного Y-цеолита, цеолита серии ZSM-5, высококремнеземистого цеолита, имеющего структуру пентасила, и ферриерита.

8. Процесс по любому одному из п.п.1-7, где исходное масло выбирается из
15 нефтяных углеводородов, других минеральных масел или их комбинации, где нефтяной углеводород представляет собой один или несколько, выбранные из группы, состоящей из атмосферного газойля, вакуумного газойля, атмосферного остатка, вакуумного остатка, гидрированного остатка, коксового газойля и деасфальтированного масла; и указанное другое минеральное масло представляет собой одно или несколько,
20 выбранные из группы, состоящей из жидкого масла, полученного из угля и природного газа, масла нефтяного песка, нефти из плотных пластов и сланцевого масла,

предпочтительно, свойство исходного масла удовлетворяет по меньшей мере одному из следующих критериев:

плотность около 900-1000 кг/м³, предпочтительно около 930-960 кг/м³,
25 углеродный остаток около 4-15 мас.%, предпочтительно около 6-12 мас.%, содержание металла около 15-600 ppm, предпочтительно около 15-100 ppm, и кислотное число около 0,5-20 мг КОН/г, предпочтительно около 0,5-10 мг КОН/г.

9. Процесс по п.6, где первое устройство для реакции каталитической
30 конверсии представляет собой реактор с псевдоожиженным слоем, и условия реакции в первом устройстве для реакции каталитической конверсии включают: температуру реакции около 420-650°C, время реакции около 0,05-20 секунд, массовое отношение катализатора к исходному сырью от около 3 : 1 до около 15 : 1 и массовое отношение пара к исходному сырью от около 0,03 : 1 до около 0,5 : 1;

предпочтительно, условия реакции включают: температуру реакции около 480-600°C, время реакции около 0,1-15 секунд, массовое отношение катализатора к исходному сырью от около 4 : 1 до около 12 : 1 и массовое отношение пара к исходному сырью от около 0,05 : 1 до около 0,3 : 1.

5

10. Процесс по п.9, где первая реакция каталитической конверсии проводится до такой степени, что полученный газообразный продукт обладает следующими характеристиками:

10 отношение массовой доли сжиженного газа (C_3 и C_4) к сухому газу (C_2 или ниже) не менее чем около 7, предпочтительно не менее чем около 10;

выход метана не более чем около 2,0%, предпочтительно не более чем около 1,0%;

отношение массовой доли пропилена к пропану в сжиженном газе не менее чем около 3,5, предпочтительно не менее чем около 5,0; и/или

15 отношение массовой доли изобутилена к изобутану не менее чем около 1,5, предпочтительно не менее чем около 4,0.

11. Процесс по любому одному из п.п.6 и 9-10, где первое устройство для реакции каталитической конверсии представляет собой стояк-реактор с преобразованным диаметром, содержащий первую реакционную зону и вторую реакционную зону, имеющую диаметр больший, чем диаметр первой реакционной зоны вдоль направления реакционного потока,

где условия реакции в первой реакционной зоне включают:

25 температуру реакции около 450-620°C, предпочтительно около 500-600°C, время реакции около 0,5-2,0 секунд, предпочтительно около 0,8-1,5 секунд, и массовое отношение катализатора к исходному сырью от около 3 : 1 до около 15 : 1, предпочтительно от около 4 : 1 до около 12 : 1, массовое отношение пара к исходному сырью от около 0,03 : 1 до около 0,3 : 1, предпочтительно от около 0,05 : 1 до около 0,15 : 1;

30 условия реакции во второй зоне реакции включают:

температуру реакции около 460-550°C, предпочтительно около 480-530°C, время реакции около 2-30 секунд, предпочтительно около 3-15 секунд, массовое отношение катализатора к исходному сырью от около 4 : 1 до около 18 : 1, предпочтительно от около 4,5 : 1 до около 15 : 1, и массовое отношение пара к

исходному сырью от около 0,03 : 1 до около 0,3 : 1, предпочтительно от около 0,05 : 1 до около 0,15 : 1.

12. Процесс по п.11, где продукт или фракция олигомеризации, содержащие олефины C_{12} , рециркулируются во вторую реакционную зону стояка-реактора с преобразованным диаметром на этапе 4), по меньшей мере часть гидрированного FGO рециркулируется в первую реакционную зону стояка-реактора с преобразованным диаметром на этапе 5) и/или фракция легкого рециклового масла рециркулируется в первую реакционную зону стояка-реактора с преобразованным диаметром на этапе 5).

13. Процесс по любому одному из пп.1-11, где указанный продукт или фракция олигомеризации, содержащая олефин C_{12} , рециркулируется в первое устройство для реакции каталитической конверсии на этапе 4) или

указанный продукт или фракция олигомеризации, содержащая олефин C_{12} , направляется во второе устройство для реакции каталитической конверсии на этапе 4), и вторая реакция каталитической конверсии проводится в условиях, включающих: температуру реакции около 450-620°C, время реакции около 0,5-20,0 секунд, массовое отношение катализатора к маслу около 1-25 и массовое соотношение пара к маслу около 0,03-0,3.

14. Система для получения газolina и пропилена, содержащая первое устройство для реакции каталитической конверсии, регенератор, устройство для разделения масла и катализатора, устройство для разделения продуктов, реактор олигомеризации, необязательно ректификационную колонну и необязательно второе устройство для реакции каталитической конверсии, где

первое устройство для реакции каталитической конверсии выполнено для проведения в нем первой реакции каталитической конверсии на исходном масле для получения реакционного стока, содержащего первый продукт реакции и отработанный катализатор, где первый продукт реакции содержит пропилен, олефин C_4 и газолиновый компонент;

устройство для разделения масла и катализатора выполнено для отделения первого продукта реакции от отработанного катализатора в реакционном стоке первого устройства для реакции каталитической конверсии,

регенератор выполнен для регенерации отработанного катализатора и рециркуляции регенерированного катализатора в первое устройство для реакции каталитической конверсии,

5 устройство для разделения продуктов выполнено для отделения первого продукта реакции для получения пропиленовой фракции, газолиновой фракции, содержащей олефин C_4 фракции, необязательно фракции легкого рециклового масла и необязательно фракции FGO,

10 реактор олигомеризации выполнен для проведения олигомеризации олефина на фракции, содержащей олефин C_4 , для получения продукта олигомеризации, содержащего олефин C_{12} , и направления продукта олигомеризации в необязательную ректификационную колонну или рециркуляции продукта олигомеризации в первое устройство для реакции каталитической конверсии или направления его в необязательное второе устройство для реакции каталитической конверсии;

15 ректификационная колонна, если присутствует, выполнена для отделения продукта олигомеризации для получения фракции, содержащей олефин C_{12} , и рециркуляции фракции, содержащей олефин C_{12} , в первое устройство для реакции каталитической конверсии или направления ее в необязательное второе устройство для реакции каталитической конверсии;

20 второе устройство для реакции каталитической конверсии, если присутствует, выполнено для проведения второй реакции каталитической конверсии на продукте или фракции олигомеризации, содержащей олефин C_{12} , для получения второго продукта реакции, содержащего пропилен.

15. Система по п.14, где первое устройство для реакции каталитической
25 конверсии снабжено входным отверстием для катализатора, по меньшей мере одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии и выходным отверстием для масла-катализатора, регенератор снабжен входным отверстием для отработанного катализатора и выходным отверстием для регенерированного катализатора, сепаратор масла-катализатора снабжен входным отверстием для масла-катализатора, выходным отверстием для масла-газа и выходным отверстием для
30 отработанного катализатора, сепаратор продукта снабжен входным отверстием для масла-газа, выходным отверстием для пропиленовой фракции, выходным отверстием для газолиновой фракции и выходным отверстием для содержащей олефин C_4 фракции, реактор олигомеризации снабжен входным отверстием для сырья для олигомеризации
35 и выходным отверстием для продукта олигомеризации, и ректификационная колонна

снабжена входным отверстием для масла-газа и выходным отверстием для содержащей олефин C_{12} фракции;

5 входное отверстие для катализатора первого устройства для реакции каталитической конверсии находится в жидкостном сообщении с выходным отверстием для регенерированного катализатора регенератора, выходное отверстие для масла-катализатора первого устройства для реакции каталитической конверсии находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для масла-катализатора устройства для разделения масла и катализатора, выходное отверстие для отработанного катализатора устройства для разделения масла и катализатора находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для отработанного катализатора регенератора, выходное отверстие для масла-газа устройства для разделения масла-катализатора находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для масла-газа устройства для разделения продуктов, выходное отверстие для содержащей олефин C_4 фракции устройства для разделения продуктов находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья для олигомеризации реактора олигомеризации, выходное отверстие для продукта олигомеризации реактора олигомеризации находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для масла-газа ректификационной колонны, и выходное отверстие для содержащей олефин C_{12} фракции ректификационной колонны находится в жидкостном сообщении с одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии или в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции каталитической конверсии;

25 предпочтительно, система дополнительно включает первый реактор гидроочистки, устройство для разделения продуктов дополнительно снабжено выходным отверстием для фракции FGO, входное отверстие для исходного сырья первого реактора гидроочистки находится в жидкостном сообщении с выходным отверстием для фракции FGO устройства для разделения продуктов, и выходное отверстие для продукта первого реактора гидроочистки находится в жидкостном сообщении с одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии или находится в жидкостном сообщении с входным отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции каталитической конверсии; и

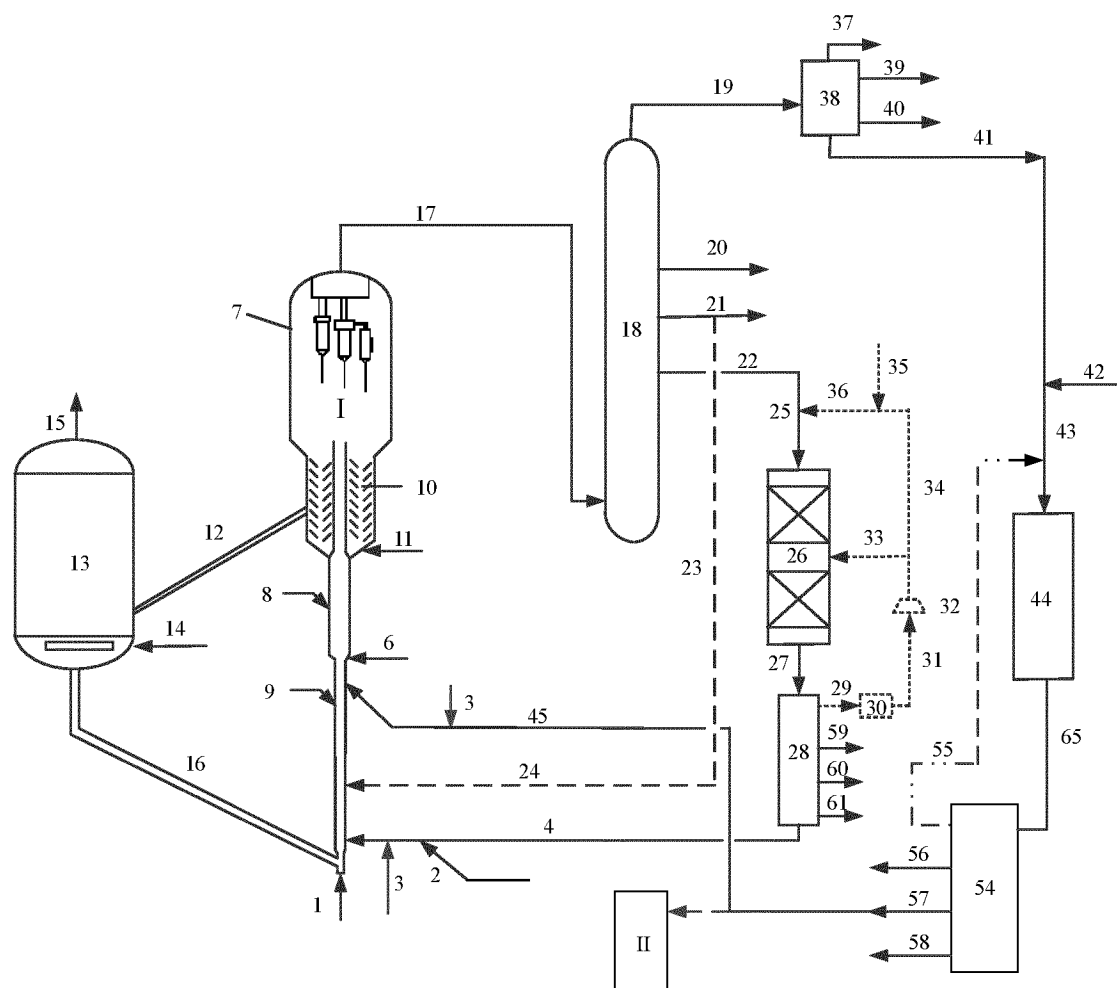
35 дополнительно предпочтительно, устройство для разделения продуктов дополнительно снабжено выходным отверстием для фракции легкого рециклового

масла, и выходное отверстие для фракции легкого рециклового масла устройства для
разделения продуктов находится в жидкостном сообщении с одним входным
отверстием для исходного сырья для каталитической конверсии первого устройства для
реакции каталитической конверсии или находится в жидкостном сообщении с входным
5 отверстием для исходного сырья второго устройства для реакции каталитической
конверсии.

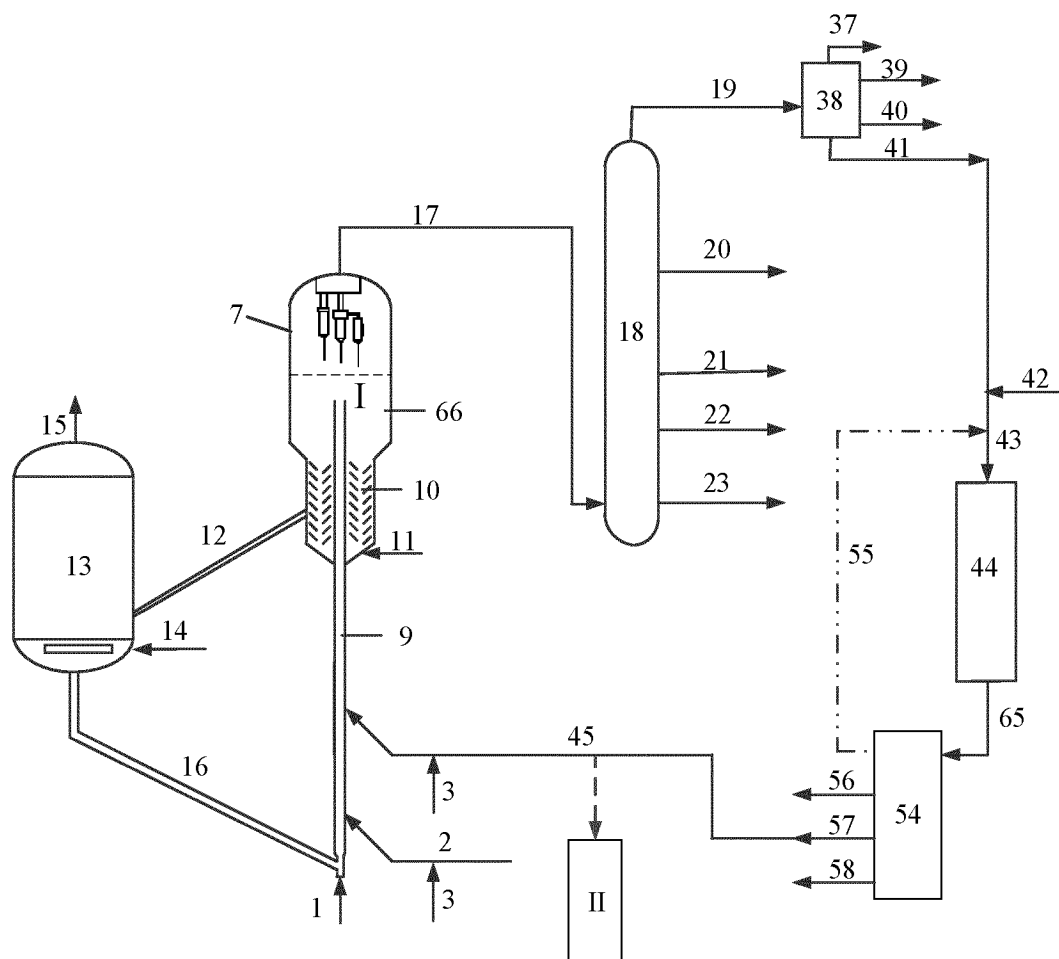
16. Система по п.14 или 15, где первое устройство для реакции
каталитической конверсии представляет собой стояк-реактор с преобразованным
10 диаметром, содержащий первую реакционную зону и вторую реакционную зону,
имеющую диаметр больший, чем диаметр первой реакционной зоны вдоль направления
реакционного потока,

где дно второй реакционной зоны снабжено одним или несколькими входными
отверстиями для охлаждающей/нагревающей среды, и/или вторая реакционная зона
15 снабжена отводом тепла, и высота отвода тепла составляет около 50-90% от высоты
второй реакционной зоны.

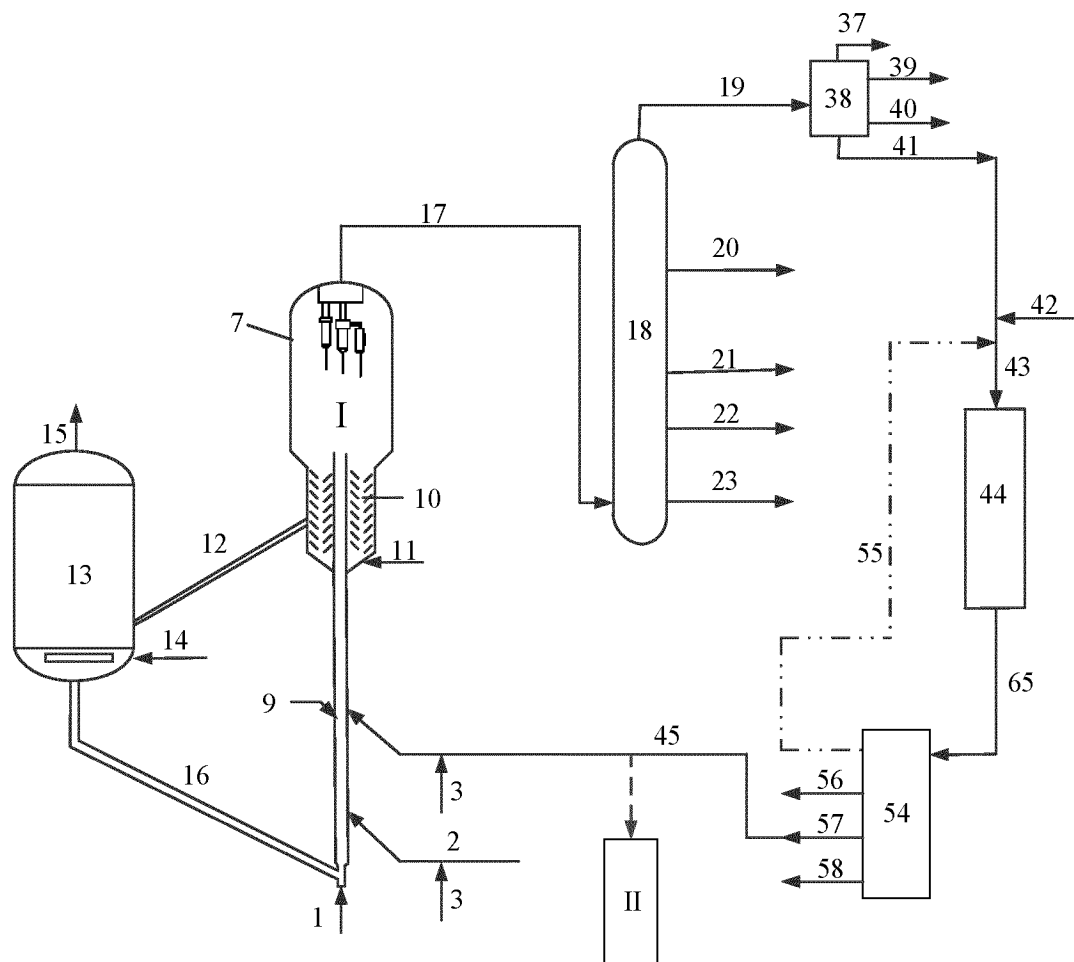
17. Система по любому одному из п.п.14-16, дополнительно содержащая
второй реактор гидроочистки, снабженный входным отверстием для исходного сырья и
20 выходным отверстием для продукта гидрирования, где выходное отверстие для
продукта гидрирования второго реактора гидроочистки находится в жидкостном
сообщении с одним входным отверстием для исходного сырья для каталитической
конверсии первого устройства для реакции каталитической конверсии.



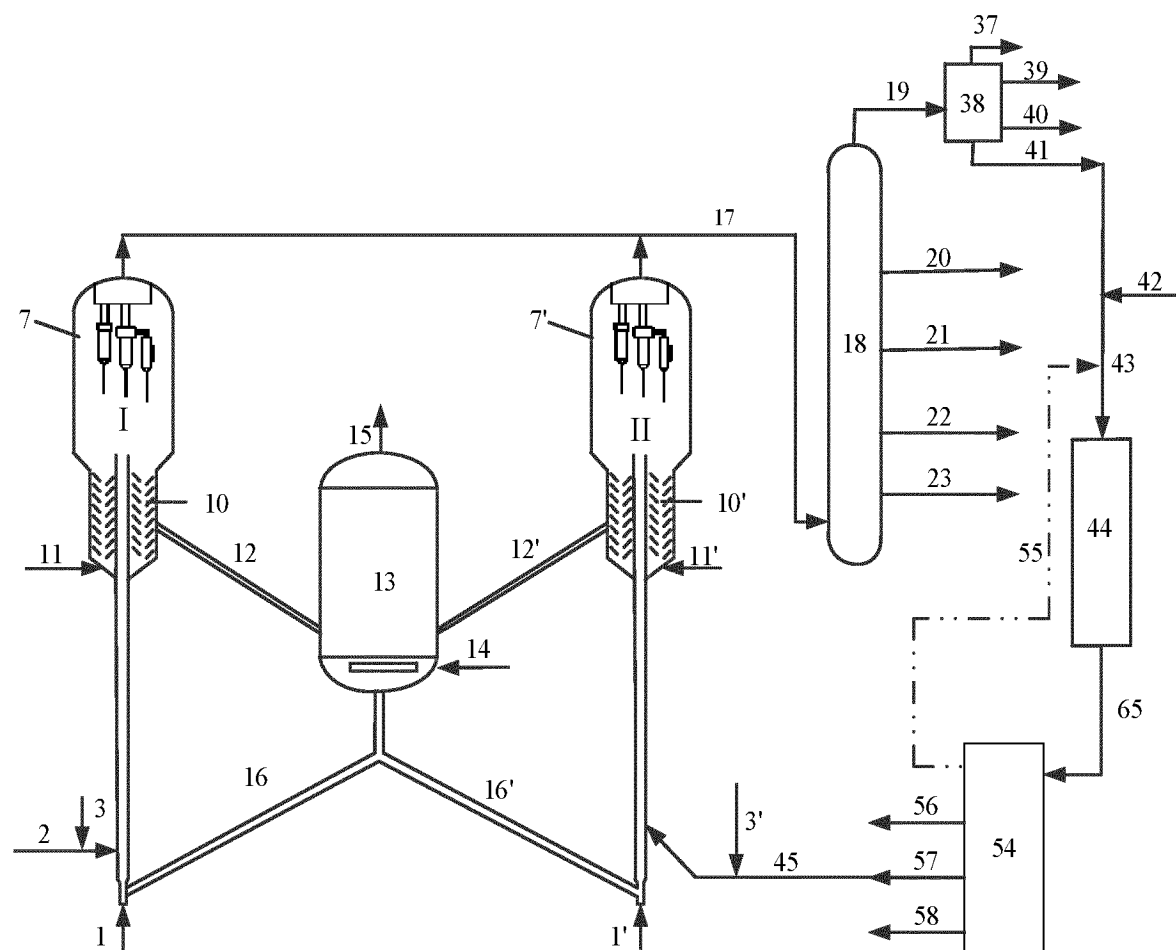
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4