



ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21)(22) Заявка: 2013119368/04, 23.09.2011

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
23.09.2011

Приоритет(ы):

(30) Конвенционный приоритет:
27.09.2010 CN 201010292906.7;
27.09.2010 CN 201010292903.3

(43) Дата публикации заявки: 10.11.2014 Бюл. № 31

(45) Опубликовано: 20.09.2015 Бюл. № 26

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: RU 2276182 C2, 10.05.2006. CN
101210188 A, 02.07.2008. CN 101205475 A,
25.06.2008. CN 1310223 A, 29.08.2001. CN
101205476 A, 25.06.2008. SU 1818834 A1,
10.06.1996

(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на
национальной фазе: 29.04.2013

(86) Заявка РСТ:
CN 2011/001613 (23.09.2011)

(87) Публикация заявки РСТ:
WO 2012/041007 (05.04.2012)

Адрес для переписки:
129090, Москва, ул. Б. Спасская, 25, строение 3,
ООО "Юридическая фирма Городисский и
Партнеры"

(72) Автор(ы):

СЮЙ Юхао (CN),
ЦУЙ Шоуе (CN),
ЛЮ Сывэй (CN),
ЦЗЯН Нань (CN),
ЛЮ Иньян (CN)

(73) Патентообладатель(и):

ЧАЙНА ПЕТРОЛЕУМ ЭНД КЕМИКАЛ
КОРПОРЕЙШН (CN),
РИСЕРЧ ИНСТИТЮТ ОФ
ПЕТРОЛЕУМ ПРОСЕССИНГ,
СИНОПЕК (CN)

(54) СПОСОБ КАТАЛИТИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДЛЯ УЛУЧШЕНИЯ СОСТАВА ЦЕЛЕВОГО ПРОДУКТА

(57) Реферат:

Настоящее изобретение относится к вариантам способов каталитической конверсии для улучшения состава целевого продукта. Высокосортный исходный нефтепродукт контактирует с горячим регенерированным катализатором в реакторе, чтобы выполнять реакцию крекинга, продукт реакции отделяется от отработанного катализатора, подлежащего регенерации, затем продукт реакции подается в систему разделения, и отработанный катализатор,

подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и рециркулируется в способ, причем горячий регенерированный катализатор имеет однородное распределение активности. Технический результат - повышение более чем на 30% содержания изобутена в сжиженном нефтяном газе (СНГ) и содержания олефина в составе бензина, уменьшение выхода сухого газа и кокса. 2 н. и 18 з.п. ф-лы, 2 ил., 8 табл., 12 пр.



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(19) **RU** (11) **2 563 637**⁽¹³⁾ **C2**

(51) Int. Cl.

C10G 11/02 (2006.01)

C10G 11/18 (2006.01)

(12) ABSTRACT OF INVENTION

(21)(22) Application: 2013119368/04, 23.09.2011

(24) Effective date for property rights:
23.09.2011

Priority:

(30) Convention priority:
27.09.2010 CN 201010292906.7;
27.09.2010 CN 201010292903.3

(43) Application published: 10.11.2014 Bull. № 31

(45) Date of publication: 20.09.2015 Bull. № 26

(85) Commencement of national phase: 29.04.2013

(86) PCT application:
CN 2011/001613 (23.09.2011)

(87) PCT publication:
WO 2012/041007 (05.04.2012)

Mail address:
129090, Moskva, ul. B. Spasskaja, 25, stroenie 3,
OOO "Juridicheskaja firma Gorodisskij i Partnery"

(72) Inventor(s):

**SJuJ Jukhao (CN),
TsUJ Shoue (CN),
LJu Syvehj (CN),
TsZJaN Nan' (CN),
LJu In'ljan (CN)**

(73) Proprietor(s):

**ChAJNA PETROLEUM EhND KEMIKAL
KORPOREJShN (CN),
RISERCh INSTIT'JuT OF PETROLEUM
PROSESSING, SINOPEK (CN)**

(54) **METHOD OF CATALYTIC CONVERSION FOR IMPROVEMENT OF COMPOSITION OF TARGET PRODUCT**

(57) Abstract:

FIELD: oil and gas industry.

SUBSTANCE: present invention relates to versions of methods of catalytic conversion for improvement of composition of target products. High-grade initial oil product contacts with the hot regenerated catalyst in the reactor to conduct cracking reaction, the reaction product is separated from the exhaust catalyst to be regenerated, then the reaction product is supplied to the separation system, and the exhaust catalyst to be

regenerated is steamed, regenerated and recirculated according to the method, and the hot regenerated catalyst has uniform activity distribution.

EFFECT: more than 30% increase of isobutene content in the liquefied petroleum gas (LPG) and the olefin content in gasoline, decrease of yield of dry gas and coke.

20 cl, 2 dwg, 8 tbl, 12 ex

Область техники

Настоящее изобретение относится к способу каталитической конверсии для улучшения состава целевого продукта, более конкретно, к способу каталитической конверсии для повышения содержания изобутена в сжиженном нефтяном газе и содержания олефина в бензине.

Уровень техники изобретения

После возникновения в 1940-х годах каталитический крекинг стал основным способом для осветления тяжелых нефтепродуктов. Одной из причин является то, что исходные материалы для этого происходят из множества источников, включая газойль, остаток атмосферной перегонки, деасфальтированный нефтепродукт из остатка вакуумной перегонки или частично облагороженный остаток вакуумной перегонки. Во-вторых, производственные решения являются гибкими и могут быть топливного типа или типа топливно-химической технологии, например, производящей больше бензина, дизельного топлива, пропилена и тому подобного. В-третьих, свойства продукта могут быть соответствующим образом отрегулированы посредством модификации состава катализатора и изменения параметров обработки, например, повышения октанового числа бензина, понижения содержания олефина в бензине и тому подобного.

Традиционные технологии каталитического крекинга, главным образом, используются для производства бензина, в котором выход бензина так высок, что превышает 50 весовых %. В начале 1980-х годов неэтилированный бензин продвигает технологии каталитического крекинга в направлении производства бензина с высоким октановым числом. Таким образом, технологические условия каталитического крекинга и тип катализатора значительно изменяются. В технологическом аспекте они главным образом включают повышение температуры реакции, понижение времени реакции, повышение уровня жесткости режима реакции, замедление реакций переноса водорода и чрезмерно глубокого крекинга и улучшение эффективности контакта нефтепродукта и газа на дне газ-лифта с катализатором. В аспекте катализатора разработаны катализаторы, образованные посредством сочетания цеолитов типа USY с инертной подложкой или активной подложкой, и смешанные с различными типами цеолитов.

Технологии каталитического крекинга достигли вышеупомянутых разработок, удовлетворили требованиям к не содержащему Pb бензину, и повысили октановое число бензина. Однако либо изменение технологических условий, либо использование новых цеолитовых катализаторов, для повышения октанового числа бензина, повышает октановое число бензина посредством повышения содержания олефина в компонентах бензина. Содержание олефина в обычных компонентах бензина находится в диапазоне от 35 до 65 весовых %, что значительно отличается от требований к содержанию олефина в новом бензине. Содержание олефина в составе сжиженного нефтяного газа выше и составляет около 79 весовых %, при этом содержание бутена в несколько раз больше, чем содержание изобутана, и не может быть использован в качестве исходных

материалов для алкилирования.

ZL99105904.2 раскрывает способ каталитической конверсии для приготовления бензина, обогащенного изобутаном и изоалканом, содержащий подачу предварительно подогретого исходного нефтепродукта в реактор, имеющий две реакционные зоны, контактирование с горячим катализатором крекинга, в котором реакция в первой реакционной зоне проводится при 530-620°C в течение 0,5-2,0 секунд; реакция во второй реакционной зоне при 460-530°C в течение 2-30 секунд, разделение продукта реакции, отпаривание отработанного катализатора, подлежащего регенерации, подачу отпаренного катализатора в регенератор, коксование и рециркуляцию. Содержание

изобутана в сжиженном нефтяном газе, произведенном в соответствии со способом по изобретению, составляет 20-40 весовых %; содержание изоалкана в составе бензина составляет 30-45 весовых %; и содержание в нем олефина заканчивается менее чем до 30 весовых %; RON находится в диапазоне от 90 до 93; MON находится в диапазоне от 80 до 84.

ZL99105905.0 раскрывает способ каталитической конверсии для производства бензина, обогащенного пропиленом, изобутаном и изоалканом, содержащий подачу предварительно подогретого исходного нефтепродукта в реактор, имеющий две реакционные зоны, контактирование с горячим катализатором крекинга, в котором реакция в первой реакционной зоне проводится при 550-650°C в течение 0,5-2,5 секунд; реакция во второй реакционной зоне при 480-550°C в течение 2-30 секунд, разделение продукта реакции, отпаривание отработанного катализатора, подлежащего регенерации, подачу отпаренного катализатора в регенератор, коксование и рециркуляцию. Выход сжиженного нефтяного газа может достичь 2 5-4 0 весовых %, в котором содержания пропилена и изобутана составляют около 30 весовых % и 20-40 весовых %, соответственно. Выход бензина может достичь 35-50 весовых %; в котором изоалкан составляет 30-45 весовых %.

ZL99105903.4 раскрывает газ-лифт реактор для каталитической конверсии в псевдоожигенном слое, оборудованный секцией предварительного подъема, первой реакционной зоной, второй реакционной зоной с увеличенным диаметром и выходной зоной с уменьшенным диаметром, которые являются коаксиальными друг с другом и расположены вверх со дна вверх вдоль вертикального направления поочередно, в котором горизонтальная труба соединена с концом выходной зоны. Такой реактор может не только контролировать технологические условия в первой и второй реакционных зонах, но может также давать возможность поэтапного крекинга исходных нефтепродуктов, имеющих различные свойства, для того, чтобы получить требуемые продукты.

Эти патенты образуют базовые патенты Процесса FCC (газ-лифт процесса) для Максимизирования Изо-Парафинов (MIP) и широко применяются. Теперь они применяются в около 50 комплектах установок FCC, и достигают больших экономических и социальных выгод. Сжиженный нефтяной газ, обогащенный изобутаном, и бензин, обогащенный изопарафинами, могут быть получены в соответствии с предшествующим уровнем техники. Однако для обработки высокосортного исходного нефтепродукта для каталитического крекинга, в особенности гидрированного газойля, содержание олефина в полученном в результате бензине и содержание изобутана в сжиженном нефтяном газе являются более низкими, состав целевого продукта не является адекватно оптимизированным и запасы нефти используются недостаточно.

Сущность изобретения

Задачей настоящего изобретения является разработка способа каталитической конверсии для улучшения состава целевого продукта, в особенности повышения содержания изобутана в сжиженном нефтяном газе, повышения содержания олефина в бензине и понижения выходов сухого газа и кокса.

В первом аспекте, настоящая заявка предусматривает способ каталитической конверсии для улучшения состава целевого продукта, в котором высокосортный исходный нефтепродукт контактирует с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность (среднюю активность), в реакторе, чтобы выполнять реакцию крекинга, продукт реакции отделяется от отработанного катализатора,

подлежащего регенерации, затем продукт реакции подается в систему разделения, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и рециркулируется в способ.

Во втором аспекте, настоящая заявка предусматривает способ каталитической конверсии для улучшения состава целевого продукта, в котором высокосортный исходный нефтепродукт контактирует с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность (среднюю активность), в нижней части реактора, чтобы выполнять реакцию крекинга, за которой следует реакция селективного переноса водорода и реакция изомеризации в продолжение движения вверх продукта реакции крекинга и содержащего кокс катализатора, продукт реакции селективного переноса водорода и реакции изомеризации отделяется от отработанного катализатора, подлежащего регенерации, затем продукт реакции селективного переноса водорода и реакции изомеризации подается в систему разделения, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и рециркулируется в способ.

Реактор, используемый в настоящем способе каталитической конверсии, включает в себя промышленную (индустриальную) установку каталитического крекинга, предпочтительнее, чем моделирующую установку в лаборатории. Другими словами, горячий регенерированный катализатор, имеющий более низкую активность (среднюю активность), подается или пополняется в промышленную установку каталитического крекинга с целью улучшения состава целевого продукта, в особенности содержания изобутена в сжиженном нефтяном газе и содержания олефина в бензине.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах реактор представляет собой один, выбранный из газ-лифта с постоянным диаметром, газ-лифта с равной линейной скоростью, газ-лифта с переменными диаметрами и псевдооживленным слоем, или комплексный реактор, состоящий из газ-лифта с постоянным диаметром и псевдооживленным слоем. Предпочтительно, система газ-лифт с переменными диаметрами содержит в свою очередь секцию предварительного подъема, первую реакционную зону, вторую реакционную зону, имеющую увеличенный диаметр, и выходную зону, имеющую уменьшенный диаметр, которые являются коаксиальными друг с другом и расположены со дна вверх в вертикальном направлении, и горизонтальная труба соединена с концом выходной зоны, в котором отношение диаметра второй реакционной зоны к диаметру первой реакционной зоны находится в диапазоне от 1,5 до 5,0:1.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах высокосортный исходный нефтепродукт представляет собой один или более, выбранный из нефтепродукта верхнего погона атмосферной ректификационной колонны, бензина, каталитического бензина, дизельного топлива, вакуумного газойля (VGO) и гидрированного вакуумного газойля.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах горячий регенерированный катализатор имеет активность (среднюю активность) от 35 до 55, предпочтительно от 40 до 50.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах горячий регенерированный катализатор, имеющий более низкую активность, имеет относительно однородное распределение активности. В дальнейших вариантах осуществления, горячий регенерированный катализатор, имеющий относительно однородное распределение активности, имеет начальную активность не выше чем 80, предпочтительно не выше чем 75, более предпочтительно не выше чем 70, время самоуравновешивания от 0,1 до 50 часов, предпочтительно от 0,2 до 30 часов, более предпочтительно от 0,5 до 10 часов,

и равновесную активность от 35 до 60, предпочтительно от 40 до 50, когда подается в установку каталитического крекинга.

В некоторых вариантах осуществления в первом аспекте реакция проводится при условиях, включающих температуру реакции от 450°C до 620°C, предпочтительно от 500°C до 600°C, время реакции от 0,5 до 35,0 секунд, предпочтительно от 2,5 до 15,0 секунд, и весовое отношение катализатор/исходный нефтепродукт 3-15:1, предпочтительно 3-12:1.

В некоторых вариантах осуществления во втором аспекте реакция крекинга проводится при условиях, включающих температуру реакции от 490°C до 620°C, предпочтительно от 500°C до 600°C, время реакции от 0,5 до 2,0 секунд, предпочтительно от 0,8 до 1,5 секунд, и весовое отношение катализатор/исходный нефтепродукт 3-15:1, предпочтительно 3-12:1.

В некоторых вариантах осуществления во втором аспекте реакция переноса водорода и реакция изомеризации проводятся при условиях, включающих температуру реакции от 420°C до 550°C, предпочтительно от 460°C до 500°C, время реакции от 2 до 30 секунд, предпочтительно от 3 до 15 секунд.

В первом и втором аспектах каждая из реакции крекинга, реакции переноса водорода и реакции изомеризации проводится при условиях, включающих давление от 130 до 450 кПа и весовое отношение пар/исходный нефтепродукт от 0,03 до 0,3:1.

В первом аспекте способ, предусмотренный в настоящем изобретении, конкретно проводится, как следует ниже:

(1) подают предварительно нагретый высокосортный исходный нефтепродукт в реактор, осуществляют контакт с горячим регенерированным катализатором, имеющим активность от 35 до 55, предпочтительно от 40 до 50, или с горячим регенерированным катализатором, имеющим активность от 35 до 55, предпочтительно от 40 до 50, и относительно однородное распределение активности, проводят реакцию при условиях, включающих температуру реакции от 490°C до 620°C, предпочтительно от 500°C до 600°C, время реакции от 0,5 до 35 секунд, предпочтительно от 2,5 до 15,0 секунд, и весовое отношение катализатор/исходный нефтепродукт (в дальнейшем упоминаемое, как отношение катализатор/нефтепродукт) 3-15:1, предпочтительно 3-12:1;

(2) отделяют произведенные нефтепродукт и газ от отработанного катализатора, подлежащего регенерации; и

(3) разделяют нефтепродукт и газ, чтобы получить сжиженный нефтяной газ, обогащенный изобутоном, бензин, имеющий среднее содержание олефина, и другие продукты реакции, отпаривают отработанный катализатор, подлежащий регенерации, подают катализатор в регенератор, осуществляют коксование и рециркуляцию.

Реакция по стадии (1) проводится при условиях, включающих давление от 130 до 450 кПа и весовое отношение пар/исходный нефтепродукт (в дальнейшем упоминаемое, как отношение пар/нефтепродукт) от 0,03 до 0,3:1, предпочтительно от 0,05 до 0,3:1.

Во втором аспекте, способ, предусмотренный настоящим изобретением, конкретно проводится, как следует ниже:

(1) подают предварительно нагретый высокосортный исходный нефтепродукт в реактор, осуществляют контакт с горячим регенерированным катализатором, имеющим активность от 35 до 55, предпочтительно от 40 до 50, или с горячим регенерированным катализатором, имеющим активность от 35 до 55, предпочтительно от 40 до 50, и относительно однородное распределение активности, осуществляют крекинг при условиях, включающих температуру реакции от 490°C до 620°C, предпочтительно от 500°C до 600°C, время реакции от 0,5 до 2,0 секунд, предпочтительно от 0,8 до 1,5 секунд,

и весовое отношение катализатор/исходный нефтепродукт (в дальнейшем упоминаемое, как отношение катализатор/нефтепродукт) 3-15:1, предпочтительно 3-12:1;

(2) перемещают произведенные нефтепродукт и газ и использованный катализатор вверх, проводят реакцию селективного переноса водорода и реакцию изомеризации при условиях, включающих температуру реакции от 420°C до 550°C, предпочтительно от 460°C до 500°C, время реакции от 2 до 30 секунд, предпочтительно от 3 до 15 секунд; и

(3) разделяют продукт реакции со стадии (2), чтобы получить сжиженный нефтяной газ, обогащенный изобутином, бензин, имеющий среднее содержание олефина, и другие продукты, отпаривают отработанный катализатор, подлежащий регенерации, подают катализатор в регенератор, осуществляют коксование и рециркуляцию.

Реакция крекинга на стадии (1) и реакция переноса водорода, и реакция изомеризации на стадии (2), все проводятся при условиях, включающих давление от 130 до 450 кПа и весовое отношение пар/исходный нефтепродукт (в дальнейшем упоминаемое, как отношение пар/нефтепродукт) от 0,03 до 0,3:1, предпочтительно от 0,05 до 0,3:1.

Способ по настоящему изобретению в особенности подходит для повышения содержания изобутена в сжиженном нефтяном газе и содержания олефина в бензине. Способ, предусмотренный в настоящем изобретении, может проводиться в системе газ-лифт с постоянным диаметром, системе газ-лифт, имеющей равную линейную скорость, или реакторе с псевдоожиженным слоем, в котором система газ-лифт с постоянным диаметром является такой же, как традиционный реактор каталитического крекинга на нефтеперерабатывающем заводе, и расходы текучих сред в системе газ-лифт, имеющей равную линейную скорость, являются по существу такими же. В системе газ-лифт с постоянным диаметром и реакторе, имеющим равную линейную скорость, имеются секция предварительного подъема, первая реакционная зона и вторая реакционная зона снизу поочередно; в реакторе с псевдоожиженным слоем имеются первая и вторая реакционные зоны снизу поочередно, в котором отношение высоты первой реакционной зоны к высоте второй реакционной зоны составляет 10-40:90-60. Когда используется система газ-лифт с постоянным диаметром, система газ-лифт, имеющая равную линейную скорость или реактор с псевдоожиженным слоем, одно или более входных отверстий для охлаждающей среды располагаются на дне второй реакционной зоны, и/или охладитель катализатора располагается во второй реакционной зоне, в котором высота охладителя катализатора находится в диапазоне от 50 до 90% от высоты второй реакционной зоны; и температура и время реакции в каждой реакционной зоне контролируются соответственно. Охлаждающая среда выбирается из охлаждающего агента, охлажденного регенерированного катализатора и охлажденного наполовину регенерированного катализатора, или их смесей в любом отношении, в которой охлаждающий агент выбирается из сжиженного нефтяного газа, сырьевого бензина, стабилизированного бензина, дизельного топлива, тяжелого дизельного топлива и воды или их смесей в любом отношении. Охлажденный регенерированный катализатор и охлажденный наполовину регенерированный катализатор получают из отработанного катализатора, подлежащего регенерации, посредством двухступенчатой регенерации и одноступенчатой регенерации, соответственно. Регенерированный катализатор имеет содержание углерода менее чем 0,1 весовых %, предпочтительно менее, чем 0,05 весовых %; наполовину регенерированный катализатор имеет содержание углерода от 0,1 до 0,9 весовых %, предпочтительно от 0,15 до 0,7 весовых %.

В некоторых решениях в первом и втором аспектах способ, предусмотренный настоящим изобретением, может также быть проведен в комплексном реакторе,

состоящем из системы газ-лифт с постоянным диаметром и псевдоожиженного слоя, в котором нижняя система газ-лифт с постоянным диаметром находится в первой реакционной зоне; верхний псевдоожиженный слой находится во второй реакционной зоне; и температура и время реакции в каждой реакционной зоне контролируются соответственно. Одно или более входных отверстий для охлаждающей среды расположены на дне псевдоожиженного слоя, и/или охладитель катализатора расположен во второй реакционной зоне, в которой высота охладителя катализатора находится в диапазоне от 50 до 90% высоты второй реакционной зоны; и температура и время реакции в каждой реакционной зоне контролируются соответственно.

Охлаждающая среда выбирается из охлаждающего агента, охлажденного регенерированного катализатора и охлажденного наполовину регенерированного катализатора, или их смесей в любом отношении, в которой охлаждающий агент выбирается из сжиженного нефтяного газа, сырьевого бензина, стабилизированного бензина, дизельного топлива, тяжелого дизельного топлива и воды или их смесей в любом отношении. Охлажденный регенерированный катализатор и охлажденный наполовину регенерированный катализатор получают из отработанного катализатора, подлежащего регенерации, посредством двухступенчатой регенерации и одноступенчатой регенерации, соответственно. Регенерированный катализатор имеет содержание углерода менее чем 0,1 весовых %, предпочтительно менее чем 0,05 весовых %; наполовину регенерированный катализатор имеет содержание углерода от 0,1 до 0,9 весовых %, предпочтительно от 0,15 до 0,7 весовых %.

В некоторых решениях в первом и втором аспектах способ, предусмотренный настоящим изобретением, может также проводиться в ректоре типа газ-лифт с переменными диаметрами (см. ZL99105903.4). Конструктивные признаки такого реактора показаны на фиг. 1: реактор типа газ-лифт содержит секцию предварительного подъема a, первую реакционную зону b, вторую реакционную зону c, имеющую увеличенный диаметр, и выходную зону d, имеющую уменьшенный диаметр, которые являются коаксиальными друг с другом от низа вдоль вертикального направления поочередно; горизонтальная труба e соединена с концом выходной зоны. Участок соединения первой и второй реакционных зон имеет форму усеченного конуса, в котором равнобокая трапеция в продольном сечении имеет угол у вершины α от 30° до 80° ; участок соединения второй реакционной зоны и выходной зоны имеет форму усеченного конуса, в котором равнобокая трапеция в продольном сечении имеет угол у основания β от 45° до 85° .

Сумма высот секции предварительного подъема первой реакционной зоны, второй реакционной зоны и выходной зоны реакции составляет суммарную высоту реактора, которая обычно составляет от 10 до 60 м.

Диаметр секции предварительного подъема тот же, что в традиционном ректоре типа газ-лифт с постоянным диаметром, то есть обычно от 0,02 до 5 м, и она имеет высоту 5%-10% от суммарной высоты реактора. Секция предварительного подъема имеет назначение давать возможность регенерированному катализатору производить ускоренное движение вверх в присутствии среды предварительного подъема, в которой среда предварительного подъема та же, что в традиционном ректоре типа газ-лифт с постоянным диаметром и выбирается из пара или сухого газа.

Конструкция первой реакционной зоны подобна традиционному реактору типа газ-лифт с постоянным диаметром, в которой ее диаметр может быть идентичным или слегка выше, чем диаметр секции предварительного подъема. Отношение диаметра первой реакционной зоны к диаметру секции предварительного подъема находится в

диапазоне от 1,0 до 2,0:1, и ее высота находится в диапазоне от 10 до 30% от суммарной высоты реактора. Исходный нефтепродукт и катализатор смешиваются в такой зоне и первоначально подвергаются крекингу при более высоких температуре реакции и отношении катализатор/нефтепродукт и более коротком времени пребывания (обычно от 0,5 до 2,5 секунд).

Вторая реакционная зона шире, чем первая реакционная зона, в которой отношение диаметра второй реакционной зоны к диаметру первой реакционной зоны находится в диапазоне от 1,5 до 5,0:1; и ее высота находится в диапазоне от 30 до 60% от суммарной высоты реактора. Вторая реакционная зона используется, чтобы понизить расходы и температуры реакции нефтепродукта и газа и катализатора. Температура реакции в такой зоне может быть понижена посредством впрыскивания охлаждающей среды из участка соединения второй реакционной зоны и первой реакционной зоны, и/или расположения охладителя катализатора, чтобы отвести часть тепла, с целью понижения температуры реакции в такой зоне, для того, чтобы достичь задачи замедления реакции вторичного крекинга и повышения реакций изомеризации и переноса водорода.

Охлаждающая среда выбирается из охлаждающего агента, охлажденного регенерированного катализатора и охлажденного наполовину регенерированного катализатора или их смесей в любом отношении, в которой охлаждающий агент выбирается из сжиженного нефтяного газа, сырьевого бензина, стабилизированного бензина, дизельного топлива, тяжелого дизельного топлива и воды или их смесей в любом отношении. Охлажденный регенерированный катализатор и охлажденный наполовину регенерированный катализатор получают из отработанного катализатора, подлежащего регенерации, посредством двухступенчатой регенерации и одноступенчатой регенерации, соответственно. Регенерированный катализатор имеет содержание углерода ниже чем 0,1 весовых %, предпочтительно ниже чем 0,05 весовых %; наполовину регенерированный катализатор имеет содержание углерода от 0,1 до 0,9 весовых %, предпочтительно от 0,15 до 0,7 весовых %. Если расположен охладитель катализатора, его высота составляет от 50 до 90% от высоты второй реакционной зоны. Пар может находиться в такой реакционной зоне в течение более долгого периода времени, то есть от 2 до 30 секунд.

Конструкция выходной зоны является подобной выходной части на вершине традиционного реактора типа газ-лифт с постоянным диаметром, в которой отношение ее диаметра к диаметру первой реакционной зоны составляет 0,8-1,5:1; и ее высота составляет от 0 до 20% от суммарной высоты реактора. Пар может удерживаться в такой зоне в течение времени, чтобы замедлить реакции чрезмерно глубокого крекинга и термического крекинга и увеличить расход текучей среды.

Один конец горизонтальной трубы соединен с выходной зоной, и другой конец соединен с разгрузочным подъемником. Когда высота выходной зоны равна 0, то есть газ-лифт реактор не имеет выходной зоны, один конец горизонтальной трубы соединен со второй реакционной зоной, и другой конец соединен с разгрузочным подъемником. Горизонтальная труба используется, чтобы подавать продукты, произведенные посредством реакции, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, в систему сепарации для разделения на газ-твердое тело. Диаметр горизонтальной трубы определяется специалистами в данной области техники в соответствии с конкретными условиями. Секция предварительного подъема используется, чтобы поднимать регенерированный катализатор в присутствии среды предварительного подъема и для подачи катализатора в первую реакционную зону.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах высокосортный

исходный нефтепродукт, подходящий для настоящего способа, может быть нефтяными дистиллятами, имеющими различные диапазоны кипения. Конкретно, высокосортный исходный нефтепродукт является одним или более, выбранным из нефтепродукта верхнего погона атмосферной ректификационной колонны, бензина, каталитического бензина, дизельного топлива, вакуумного газойля и гидрированного вакуумного газойля.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах способ применим для того же типа катализаторов, которые могут быть аморфными катализаторами кремнезем-глинозем или цеолитовыми катализаторами. Активные компоненты цеолитовых катализаторов выбираются из цеолитов типа Y, цеолитов типа HY, сверхстабильных цеолитов типа Y, ряда цеолитов ZSM-5 и обогащенных кремнеземом цеолитов и ферриеритов, имеющих кольцевую структуру с пятью элементами, или их смеси в любом отношении, в которых цеолиты могут содержать или не содержать редкоземельные элементы и/или фосфор.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах способ применим для различных типов катализаторов, имеющих различные размеры частиц и/или различные кажущиеся объемные плотности. Активные компоненты катализаторов, имеющие различные размеры частиц и/или различные кажущиеся объемные плотности, выбираются из различных типов цеолитов, выбранных из цеолитов типа Y, цеолитов типа HY, сверхстабильных цеолитов типа Y, ряда цеолитов ZSM-5 и обогащенных кремнеземом цеолитов и ферриеритов, имеющих кольцевую структуру с пятью элементами или их смеси в любом отношении, в которых цеолиты могут содержать или не содержать редкоземельные элементы и/или фосфор. Катализаторы, имеющие различные размеры частиц и/или различные кажущиеся объемные плотности, могут быть поданы в различные реакционные зоны. Например, катализатор с большими гранулами, содержащий сверхстабильные цеолиты типа Y, подается в первую реакционную зону, чтобы усилить реакцию крекинга; катализатор с малыми гранулами, содержащий редкоземельные цеолиты типа Y, подается во вторую реакционную зону, чтобы усилить реакцию переноса водорода. Катализаторы, имеющие различные размеры частиц, отпариваются в одной и той же отпарной секции, и регенерируются в одном и том же регенераторе, и затем катализаторы с большими гранулами отделяются от катализаторов с малыми гранулами, причем катализаторы с малыми гранулами охлаждаются и подаются во вторую реакционную зону. Катализаторы, имеющие различные размеры частиц, разграничиваются с 30-40 мкм; катализаторы, имеющие различные кажущиеся объемные плотности, разграничиваются с 0,6-0,7 г/см³.

В некоторых вариантах осуществления в первом и втором аспектах катализатор, имеющий более низкую активность, для которого применим способ, представляет собой катализатор, имеющий активность от 35 до 55, предпочтительно от 40 до 50. В предыдущих традиционных промышленных операциях каталитического крекинга определенное количество катализаторов, имеющих высокую активность (например, свежие катализаторы или катализаторы, имеющие активность выше чем 60), обычно подается или пополняется (добавляется) в установку. Такие катализаторы, имеющие более низкую активность в реакционном устройстве по настоящему изобретению, могут быть получены посредством, например, любого из следующих способов: понижение расхода пополнения катализатора в установку (то есть понижение количества пополняемых катализаторов); уменьшение активности пополняемых (или добавляемых) катализаторов; или уменьшение активности катализаторов, поданных в установку в начальной стадии. Более конкретно, катализаторы, имеющие более низкую активность,

могут быть получены посредством окисления катализаторов паром при определенной температуре (например, от 400 до 850°C) в течение времени (например, от 1 до 720 часов) или посредством следующих способов обработки 1, 2 или 3.

Катализатор, имеющий относительно однородное распределение активности по
 5 настоящему изобретению, предпочтительно относится к катализатору, когда подается в установку каталитического крекинга, имеющему начальную активность не выше чем 80, не выше чем 75 или даже не выше чем 70, время самоуравновешивания от 0,1 до 50 часов, от 0,2 до 30 часов или от 0,5 до 10 часов, и равновесную активность от 35 до 60 или от 40 до 50. Катализатор, имеющий относительно однородное распределение
 10 активности, может быть получен обработкой посредством гидротермического окисления, например, посредством следующих способов обработки 1, 2 и 3.

Термин «активность» в выражениях «катализатор, имеющий более низкую активность» и «катализатор, имеющий относительно однородное распределение активности» обозначает среднюю микрореакционную активность всех катализаторов,
 15 предпочтительнее, чем активность любого отдельного катализатора.

Активность катализатора (например, средняя активность, начальная активность или равновесная активность) измеряется посредством способа измерения по предшествующему уровню техники: Стандарт предприятия RIPP 92-90--Способ
 20 испытания микрореакционной активности для каталитического крекинга, Нефтехимический аналитический способ (способ испытания RIPP), YANG Cuiding и др., 1990 (в дальнейшем упоминаемый, как RIPP 92-90). Активность катализатора представлена посредством микрореакционной активности светлого нефтепродукта (МА), рассчитанной по формуле $МА = (\text{выпуск бензина, имеющего температуру менее чем } 204^{\circ}\text{C в продукте} + \text{выпуск газа} + \text{выпуск кокса}) / \text{суммарный вес исходного}$
 25 $\text{нефтепродукта} * 100\% = \text{выход бензина, имеющего температуру менее чем } 204^{\circ}\text{C в продукте} + \text{выход газа} + \text{выход кокса}$. Оценочные условия установки для микрореакции светлого нефтепродукта (упоминаемые в RIPP 92-90) включают распыление катализатора на частицы, имеющие диаметр частиц 420-841 мкм; вес составляет 5 г; материалы реакции представляют собой легкое дизельное топливо, имеющее диапазон перегонки 235-337°C;
 30 температура реакции составляет 460°C; объемно-весовая часовая скорость составляет 16 час^{-1} ; и отношение катализатор/нефтепродукт составляет 3,2.

Время самоуравновешивания катализатора представляет собой время, необходимое для достижения равновесной активности посредством окисления при 800°C и 100% пара (упоминаемое в RIPP 92-90).
 35

Катализатор, имеющий относительно однородное распределение активности, может быть получен обработкой посредством гидротермического окисления (например, посредством следующих способов обработки 1, 2 и 3).

Способ 1 обработки катализатора:

(1) подают свежий катализатор в псевдоожиженный слой, предпочтительно в
 40 псевдоожиженный слой плотной фазы, осуществляют контакт с паром, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий относительно однородную активность; и

(2) подают катализатор, имеющий относительно однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга.
 45

Способ 1 обработки конкретно выполняется, например, следующим образом.

Свежий катализатор подается в псевдоожиженный слой, предпочтительно в псевдоожиженный слой плотной фазы, и пар подается на дно псевдоожиженного слоя. Псевдоожижение катализатора достигается под действием пара, и катализатор

окисляется паром в то же время, чтобы получить катализатор, имеющий относительно однородную активность. Температура окисления находится в диапазоне от 400°C до 850°C, предпочтительно от 500°C до 750°C, более предпочтительно от 600°C до 700°C. Поверхностная линейная скорость псевдооживленного слоя находится в диапазоне от 0,1 до 0,6 м/с, предпочтительно от 0,15 до 0,5 м/с. Время окисления находится в диапазоне от 1 до 720 часов, предпочтительно от 5 до 360 часов. В соответствии с требованиями к промышленной установке каталитического крекинга катализатор, имеющий относительно однородную активность, подается в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить указанный горячий регенерированный катализатор, имеющий относительно однородное распределение активности.

Способ 2 обработки катализатора:

1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, предпочтительно в псевдооживленный слой плотной фазы, осуществляют контакт со смесью пара и других окислительных сред, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий относительно однородную активность; и

(2) подают катализатор, имеющий относительно однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга.

Техническое решение способа 2 обработки конкретно выполняется, например, следующим образом.

Свежий катализатор подается в псевдооживленный слой, предпочтительно в псевдооживленный слой плотной фазы, и смесь пара и других окислительных сред подается на дно псевдооживленного слоя. Псевдооживление катализатора достигается под действием смеси пара и другой окислительной среды, и катализатор окисляется смесью пара и других окислительных сред в то же время, для получения катализатора, имеющего относительно однородную активность. Температура окисления находится в диапазоне от 400°C до 850°C, предпочтительно от 500°C до 750°C, более предпочтительно от 600°C до 700°C. Поверхностная линейная скорость псевдооживленного слоя находится в диапазоне от 0,1 до 0,6 м/с, предпочтительно от 0,15 до 0,5 м/с. Весовое отношение пара к другой окислительной среде находится в диапазоне от 0,20 до 0,9, предпочтительно от 0,40 до 0,60. Время окисления находится в диапазоне от 1 до 720 часов, предпочтительно от 5 до 360 часов. В соответствии с требованиями к промышленной установке катализатор, имеющий относительно однородную активность, подается в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить указанный горячий регенерированный катализатор, имеющий относительно однородное распределение активности. Указанные другие окислительные среды содержат воздух, сухой газ, регенерированный дымовой газ, газ, полученный посредством сжигания воздуха и сухого газа, или газ, полученный посредством сжигания воздуха и керосина, или другие газы, как, например, газообразный азот. Весовое отношение пара и других окислительных сред находится в диапазоне от 0,2 до 0,9, предпочтительно от 0,40-0,60.

Способ 3 обработки катализатора:

(1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, предпочтительно в псевдооживленный слой плотной фазы, подают горячий регенерированный катализатор в регенератор в другой псевдооживленный слой, и осуществляют теплообмен от твердого к твердому между свежим катализатором и горячим регенерированным катализатором в двух псевдооживленных слоях;

(2) осуществляют контакт свежего катализатора, подвергнувшегося теплообмену, с

паром или смесью пара и других окислительных сред, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий относительно однородную активность; и

(3) подают катализатор, имеющий относительно однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга.

Техническое решение по настоящему изобретению конкретно выполняется, например, следующим образом.

Свежий катализатор подается в псевдоожиженный слой, предпочтительно в псевдоожиженный слой плотной фазы, и горячий регенерированный катализатор в регенераторе подается в другой псевдоожиженный слой в то же время, для осуществления теплообмена в двух псевдоожиженных слоях. Пар или смесь пара и других окислительных сред подается на дно псевдоожиженного слоя, содержащего свежий катализатор. Псевдоожижение свежего катализатора достигается под действием пара или смеси пара и других окислительных сред, и свежий катализатор окисляется паром или смесью пара и других окислительных сред в то же время, для получения окисленного катализатора, имеющего относительно однородную активность.

Температура окисления находится в диапазоне от 400°C до 850°C, предпочтительно от 500°C до 750°C, более предпочтительно от 600°C до 700°C. Поверхностная линейная скорость псевдоожиженного слоя находится в диапазоне от 0,1 до 0,6 м/с,

предпочтительно от 0,15 до 0,5 м/с. Время окисления находится в диапазоне от 1 до 720 часов, предпочтительно от 5 до 360 часов. При условиях смеси пара с другими окислительными средами весовое отношение пара к другой окислительной среде является большим, чем 0,4, предпочтительно в диапазоне от 0,5 до 1,5. В соответствии с требованиями к промышленной установке каталитического крекинга окисленный

катализатор подается в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить указанный горячий регенерированный катализатор, имеющий относительно однородное распределение активности. Кроме того, пар после стадии окисления подается в реакционную систему (как один или более, выбранный из группы, состоящей из пара для отпаривания, пара, предотвращающего коксование,

атомизированного пара и поднимающего пара, и соответственно подается в отпарную секцию, разгрузочный подъемник, сопло для исходного материала и зону предварительного подъема установки для каталитического крекинга) или в систему регенерации. Смесью пара и других окислительных сред после стадии окисления подается в систему регенерации, и регенерированный катализатор, подвергшийся теплообмену, рециркулируется обратно в регенератор. Другие окислительные среды содержат воздух, сухой газ, регенерированный дымовой газ, газ, полученный посредством сжигания воздуха и сухого газа, или газ, полученный посредством сжигания воздуха и керосина, или другие газы, как, например, газообразный азот. Такой регенерированный дымовой газ может быть отведен из настоящей установки или других установок.

Посредством обработки гидротермическим окислением, распределения активности и избирательности катализаторов в промышленном реакционном устройстве становятся более однородными, и избирательность катализатора, очевидно, улучшается так, чтобы очевидно уменьшить выход сухого газа и выход кокса.

Преимущества настоящего изобретения заключаются в следующем:

1. Если настоящее изобретение выполняется посредством использования традиционной системы газ-лифт с постоянным диаметром или реактора с псевдоожиженным слоем, оно может быть выполнено только посредством уменьшения степени обработки и продления времени реакции.

2. Если используется реактор типа газ-лифт с переменными диаметрами, такой реактор имеет преимущество не только сохранения более высокой температуры на дне традиционного газ-лифт реактора и отношения катализатор/нефтепродукт, чтобы добавить реакцию дополнительного крекинга и замедлить в то же время реакции чрезмерно глубокого и термического крекинга на его верху, но также продления времени реакции при более низкой температуре реакции в средней и верхней частях реактора, чтобы добавить реакции изомеризации и миграции водорода в олефинах.

3. В сжиженном нефтяном газе, произведенном посредством способа, предусмотренного по настоящему изобретению, содержание изобутена повышается на коэффициент более чем 30%, по сравнению с традиционным способом, и содержание олефина в составе бензина может повышаться более чем на 30 весовых %.

Как использовано здесь, форма единственного числа включает и множественное, если контекстом не предусмотрено иное.

Описание фигур

Фиг.1 представляет собой схематическую диаграмму газ-лифт реактора, в котором а, b, с, d и e здесь соответственно представляют секцию предварительного подъема, первую реакционную зону, вторую реакционную зону, выходную зону и горизонтальную трубу.

Фиг.2 представляет собой блок-схему наилучшего варианта осуществления второго аспекта настоящего изобретения. Знаки ссылок на фиг.2 определяются следующим образом: 1, 3, 4, 6, 11, 13, 17 и 18 все представляют собой трубопроводы; 2 представляет собой секцию предварительного подъема системы газ-лифт; 5 и 7, соответственно, представляют собой первую и вторую реакционные зоны системы газ-лифт; 8 представляет собой выходную зону системы газ-лифт; 9 представляет собой разгрузочный подъемник; 10 представляет собой циклонный сепаратор; 12 представляет собой отпарную секцию; 14 представляет собой наклонную трубу для отработанного катализатора, подлежащего регенерации; 15 представляет собой регенератор; 16 представляет собой наклонную трубу для регенерированного катализатора.

Варианты осуществления

Настоящее изобретение имеет различные варианты осуществления, например.

Вариант осуществления 1:

На дне традиционного реактора типа газ-лифт с постоянным диаметром предварительно нагретый исходный нефтепродукт контактирует и подвергается крекингу с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность, или с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность и относительно однородное распределение активности. Полученные в результате нефтепродукт и газ, и использованный катализатор поднимаются вверх, и контактируют с охлажденным регенерированным катализатором, подаваемым туда, и впоследствии, имеют место реакции изомеризации и переноса водорода. После реакции вытекающий поток входит в разгрузочный подъемник. Продукт реакции разделяется, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и разделяется на две части, причем одна часть поступает на дно реактора и другая охлаждается и подается в среднюю и нижнюю части реактора.

Вариант осуществления 2:

На дне традиционного реактора типа газ-лифт с постоянным диаметром предварительно нагретый исходный нефтепродукт контактирует и подвергается крекингу с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность, или с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую

активность и относительно однородное распределение активности. Полученные в результате нефтепродукт и газ, и использованный катализатор поднимаются вверх, и контактируют с охлаждающим агентом и охлажденным наполовину регенерированным катализатором, и впоследствии, имеют место реакции изомеризации и переноса водорода.

5 После реакции вытекающий поток поступает в разгрузочный подъемник. Продукт реакции разделяется, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, подается в двухступенчатый регенератор и коксуется, причем наполовину регенерированный катализатор с первой ступени регенератора охлаждается, и подается в среднюю и нижнюю части реактора; и регенерированный катализатор со второй
10 ступени регенератора непосредственно подается на дно реактора без охлаждения.

Вариант осуществления 3:

В установке каталитического крекинга, имеющей традиционный газ-лифт реактор с псевдооживленным слоем, предварительно нагретый исходный материал традиционного крекинга подается из нижней части системы газ-лифт и контактирует с горячим
15 регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность, или с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность и относительно однородное распределение активности. Полученные в результате нефтепродукт и газ поднимаются в верхнюю часть системы газ-лифт и контактируют и продолжают реагировать с охлажденным катализатором. После реакции вытекающий поток
20 поступает в разгрузочный подъемник. Продукт реакции разделяется, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и разделяется на две части, причем одна часть входит в нижнюю часть реактора, и другая охлаждается и подается в верхнюю часть реактора.

Вариант осуществления 4:

25 Этот вариант осуществления является наилучшим вариантом осуществления настоящего изобретения.

В установке каталитического крекинга, имеющей реактор типа газ-лифт с переменными диаметрами, предварительно нагретый исходный материал традиционного крекинга подается из нижней части первой реакционной зоны реактора, и контактирует
30 и подвергается крекингу с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность, или с горячим регенерированным катализатором, имеющим более низкую активность и относительно однородное распределение активности. Полученные в результате нефтепродукт и газ поднимаются в нижнюю часть второй реакционной зоны реактора и контактируют с охлажденным катализатором, так что имеют место
35 реакции переноса водорода и изомеризации. После реакции вытекающий поток поступает в разгрузочный подъемник. Продукт реакции разделяется, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и подается в нижнюю часть второй реакционной зоны.

40 Способ, предусмотренный в настоящем изобретении, не ограничен приведенными выше вариантами осуществления.

Способ, предусмотренный в настоящем изобретении, далее определяется посредством ссылок на чертежи, но настоящее изобретение не будет ограничено посредством этого.

Фиг.2 представляет собой блок-схему способа каталитической конверсии для повышения содержания изобутена в сжиженном нефтяном газе и содержания олефина
45 в бензине посредством использования реактора типа газ-лифт с переменными диаметрами, в которой формы и размеры устройства и трубопроводов определяются в соответствии с конкретными условиями без каких-либо ограничений посредством чертежей.

Пар предварительного подъема подается из секции 2 предварительного подъема системы газ-лифт через трубопровод 1. Горячий регенерированный катализатор, имеющий более низкую активность, или горячий регенерированный катализатор, имеющий более низкую активность и относительно однородное распределение активности, подается в секцию предварительного подъема системы газ-лифт через наклонную трубу 16 для регенерированного катализатора и поднимается посредством пара предварительного подъема. Из секции предварительного подъема системы газ-лифт предварительно нагретый исходный нефтепродукт подается через трубопровод 4 вместе с атомизированным паром из трубопровода 3 в определенном отношении, смешивается с горячим катализатором, подается в первую реакционную зону 5 и подвергается крекингу при определенных условиях. Реакционный поток и охлаждающий агент из трубопровода 6 и/или охлажденный катализатор (которые не показаны на фигуре) смешиваются и подаются во вторую реакционную зону 7 для вторичной реакции. Прореагировавший поток подается в выходную зону 8, в которой линейная скорость потока повышается для того, чтобы дать возможность подавать реакционный поток в разгрузочный подъемник 9 и циклонный сепаратор 10, и продукт реакции направляется в систему разделения через трубопровод 11. После реакции отработанный катализатор, подлежащий регенерации и несущий кокс, подается в отпарную секцию 12, отпаривается посредством пара из трубопровода 13, и подается в регенератор 15 через наклонную трубу 14 для отработанного катализатора, подлежащего регенерации. Отработанный катализатор, подлежащий регенерации, коксуется и регенерируется в воздухе из трубопровода 17, в котором дымовой газ удаляется из регенератора через трубопровод 18; и горячий регенерированный катализатор рециркулируется на дно системы газ-лифт через наклонную трубу 16 для регенерированного катализатора.

Примеры

Следующие примеры используются, чтобы демонстрировать настоящее изобретение, но не предназначены, чтобы ограничить объем изобретения. Свойства исходных нефтепродуктов и катализаторов, использованных в примерах и сравнительных примерах, соответственно, перечислены в Таблицах 1 и 2. Оба катализатора в Таблице 2 произведены Qilu Catalyst Factory of SINOPEC. Катализатор ZCM-7 в Таблице 2 окисляется при 800°C 100% паром в течение 12 часов и 30 часов, соответственно, чтобы получить два катализатора ZCM-7, имеющие различные уровни активности, то есть 67 и 45. Также, катализатор CGP-1 в Таблице 2 окисляется при 800°C 100% паром в течение 12 часов и 30 часов, соответственно, чтобы получить два катализатора CGP-1, имеющие различные уровни активности, то есть 62 и 50.

Пример 1

Этот пример иллюстрирует условия повышения содержания изобутена в СНГ (Сжиженном Нефтяном Газе) и содержания олефина в бензине в ректоре типа газ-лифт среднего масштаба с переменными диаметрами посредством использования способа, предусмотренного настоящим изобретением, и катализаторов, имеющих различные уровни активности.

Суммарная высота секции предварительного подъема, первой реакционной зоны, второй реакционной зоны и выходной зоны реактора была 15 м, причем секция предварительного подъема имела диаметр 0,025 м и высоту 1,5 м; первая реакционная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 4 м; вторая реакционная зона имела диаметр 0,1 м и высоту 6,5 м; и выходная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 3 м. Равнобокая трапеция продольного сечения соединительного участка первой и второй реакционных зон имела угол при вершине 45°; равнобокая трапеция продольного сечения

соединительного участка второй реакционной зоны и выходной зоны имела угол при основании 60° .

Предварительно нагретый исходный нефтепродукт В, перечисленный в Таблице 1, подавался в реактор, контактировал и реагировал с горячим катализатором ZCM-7, перечисленным в Таблице 2, в присутствии пара, в котором катализатор ZCM-7 имел активность 45. Продукт реакции разделялся, чтобы получать СНГ и бензин, так же как и другие продукты; отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривался и подавался в регенератор; регенерированный катализатор коксовался и рециркулировался.

Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 3.

Сравнительный пример 1

Используемые модель реактора и рабочий режим были полностью теми же, что и в Примере 1; используемый исходный нефтепродукт также был исходным нефтепродуктом В, перечисленным в Таблице 1; используемый катализатор был также катализатором ZCM-7, перечисленным в Таблице 2, за исключением того, что катализатор ZCM-7 в это время имел активность 67. Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 3.

В соответствии с Таблицей 3 можно увидеть, что по сравнению с ZCM-7, имеющим более высокую активность (то есть имеющим активность 67), выход изобутена, полученный посредством использования ZCM-7, имеющего более низкую активность (то есть имеющего активность 45), повышается от 1,4 весовых % до 2,0 весовых % (повышается на коэффициент 42,86%); содержание олефина в бензине повышается от 16,3 весовых % до 29,3 весовых %. Кроме того, выход жидкости все еще повышается на 1,3% по весу.

Пример 2

Этот пример иллюстрирует условия повышения содержания изобутена в СНГ и содержания олефина в бензине в газ-лифт ректоре среднего масштаба с переменными диаметрами посредством использования способа, предусмотренного настоящим изобретением, и катализаторов, имеющих различные уровни активности.

Суммарная высота секции предварительного подъема, первой реакционной зоны, второй реакционной зоны и выходной зоны реактора была 15 м, в котором секция предварительного подъема имела диаметр 0,025 м и высоту 1,5 м; первая реакционная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 4 м; вторая реакционная зона имела диаметр 0,1 м и высоту 6,5 м; и выходная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 3 м. Равнобокая трапеция продольного сечения соединительного участка первой и второй реакционных зон имела угол при вершине 45° ; равнобокая трапеция продольного сечения соединительного участка второй реакционной зоны и выходной зоны имела угол при основании 60° .

Предварительно нагретый исходный нефтепродукт В, перечисленный в Таблице 1, подавался в реактор, контактировал и реагировал с горячим катализатором CGP-1, перечисленным в Таблице 2, в присутствии пара, в котором катализатор CGP-1 имел активность 50. Продукт реакции разделялся, чтобы получить СНГ и бензин, так же как и другие продукты; отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривался и подавался в регенератор; регенерированный катализатор коксовался и рециркулировался.

Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 4.

Сравнительный пример 2

Используемые модель реактора и рабочий режим были полностью теми же, что и в Примере 2; используемый исходный нефтепродукт также был исходным нефтепродуктом В, перечисленным в Таблице 1; используемый катализатор был также катализатором CGP-1, перечисленным в Таблице 2, за исключением того, что катализатор CGP-1 в это время имел активность 62. Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 4.

В соответствии с Таблицей 4 можно увидеть, что по сравнению с CGP-1, имеющим более высокую активность (то есть имеющим активность 62), выход изобутена, полученного посредством использования CGP-1, имеющего более низкую активность (то есть имеющего активность 50), повышается от 3,0 весовых % до 4,1 весовых % (повышается на коэффициент 36,67%); содержание олефина в бензине повышается от 18,2 весовых % до 27,9 весовых %. Кроме того, выход жидкости все еще повышается на 0,8% по весу.

Примеры 3 и 4

Этот пример иллюстрирует условия повышения содержания изобутена в СНГ и содержания олефина в бензине ректоре типа газ-лифт среднего масштаба с переменными диаметрами посредством использования способа, предусмотренного настоящим изобретением, и различных исходных нефтепродуктов для каталитического крекинга.

Реактор, тип катализатора и активность катализатора, использованные в этих Примерах, были теми же, как и в Примере 2, за исключением того, что исходные нефтепродукты были, соответственно, исходными нефтепродуктами А и С, перечисленными в Таблице 1.

Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 5. В соответствии с Таблицей 5 можно увидеть, что выходы изобутена составляют, соответственно, 4,3 весовых % и 2,1 весовых %; содержания олефина в бензине составляют, соответственно, 30,2 весовых % и 22,2 весовых %.

Пример 5

Этот пример иллюстрирует условия повышения содержания изобутена в СНГ и содержания олефина в бензине ректоре типа газ-лифт среднего масштаба с переменными диаметрами посредством использования способа, предусмотренного настоящим изобретением, и катализаторов, имеющих различные уровни активности.

Суммарная высота секции предварительного подъема, первой реакционной зоны, второй реакционной зоны и выходной зоны реактора была 15 м, причем секция предварительного подъема имела диаметр 0,025 м и высоту 1,5 м; первая реакционная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 4 м; вторая реакционная зона имела диаметр 0,1 м и высоту 6,5 м; и выходная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 3 м. Равнобокая трапеция продольного сечения соединительного участка первой и второй реакционных зон имела угол при вершине 45°; равнобокая трапеция продольного сечения соединительного участка второй реакционной зоны и выходной зоны имела угол при основании 60°.

Предварительно нагретый исходный нефтепродукт В подавался в реактор, контактировал и реагировал с горячим катализатором ZCM-7 в присутствии пара, в котором катализатор ZCM-7 имел активность (среднюю активность) 45. Продукт реакции разделялся, чтобы получить СНГ и бензин, так же как и другие продукты; отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривался и подавался в регенератор; регенерированный катализатор коксовался и рециркулировался. Катализатор ZCM-7, пополняемый (добавляемый) в установку, представлял собой

катализатор, получаемый посредством гидротермической обработки свежего ZCM-7 (гидротермическая обработка катализатора проводилась посредством способа 1 обработки катализатора по настоящему изобретению: псевдооживленный слой плотной фазы, температура окисления 650°C и кажущаяся линейная скорость псевдооживленного слоя 0,30 м/с, 100% пар и время окисления 31 час), который имел начальную активность 75. Затем пополняемый катализатор ZCM-7 смешивался с равновесным катализатором в установке и затем гидротермически окислялся в установке. Что касается пополняемого катализатора, время самоуравновешивания, требуемое для того, чтобы достичь равновесной активности катализатора 45 в установке, составляло 30 часов.

Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 6.

Пример 5А

Тип реактора и рабочий режим были теми же, что и в Примере 5; используемый исходный нефтепродукт также был исходным нефтепродуктом В, перечисленным в Таблице 1; используемый катализатор был также катализатором ZCM-7, перечисленным в Таблице 2, и также имел среднюю активность катализатора 45, за исключением того, что катализатор ZCM-7, пополняемый в установку, был свежим катализатором ZCM-7, который не был подвергнут гидротермической обработке и имел начальную активность 91. Затем свежий катализатор ZCM-7 смешивался с равновесным катализатором в установке и затем гидротермически окислялся в установке до тех пор, пока равновесная активность катализатора в установке не достигала 45. Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 6.

В соответствии с Таблицей 6 можно увидеть, что по сравнению с необработанным катализатором ZCM-7 выход сухого газа, полученного посредством добавления обработанного катализатора ZCM-7, уменьшается от 1,7 весовых % до 1,5 весовых %, выход кокса уменьшается от 3,2 весовых % до 2,7 весовых %, выход жидкости повышается от 89,3 весовых % до 89,8 весовых % (повышается на 0,5%); выходы изобутена и содержания олефина в бензине по существу те же самые.

Пример 6

Этот пример иллюстрирует условия повышения содержания изобутена в СНГ и содержания олефина в бензине в ректоре типа газ-лифт среднего масштаба с переменными диаметрами посредством использования способа, предусмотренного настоящим изобретением, и катализаторов, имеющих различные уровни активности.

Суммарная высота секции предварительного подъема, первой реакционной зоны, второй реакционной зоны и выходной зоны реактора была 15 м, причем секция предварительного подъема имела диаметр 0,025 м и высоту 1,5 м; первая реакционная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 4 м; вторая реакционная зона имела диаметр 0,1 м и высоту 6,5 м; и выходная зона имела диаметр 0,025 м и высоту 3 м. Равнобокая трапеция продольного сечения соединительного участка первой и второй реакционных зон имела угол при вершине 45°; равнобокая трапеция продольного сечения соединительного участка второй реакционной зоны и выходной зоны имела угол при основании 60°.

Предварительно нагретый исходный нефтепродукт В подавался в реактор, контактировал и реагировал с горячим катализатором CGP-1 в присутствии пара, причем катализатор CGP-1 имел среднюю активность 50. Продукт реакции разделялся, чтобы получить СНГ и бензин, так же как и другие продукты; отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривался и подавался в регенератор; регенерированный катализатор коксовался и рециркулировался. Катализатор CGP-1,

пополняемый в установку, был катализатором, полученным посредством гидротермической обработки свежего CGP-1 (гидротермическая обработка катализатора проводилась посредством способа 1 обработки катализатора по настоящему изобретению: псевдооживленный слой плотной фазы, температура окисления 670°C и кажущаяся линейная скорость псевдооживленного слоя 0,30 м/с, 100% пар и время окисления 28 часов), и имеющим начальную активность 72. Затем пополняемый катализатор CGP-1 смешивался с равновесным катализатором в установке и затем гидротермически окислялся в установке. Что касается пополняемого катализатора, время самоуравновешивания (800°C и 100% пар), требуемое, чтобы достичь равновесную активность 50 катализатора в установке, составляло 40 часов.

Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 7.

Пример 6А

Тип реактора и рабочий режим были теми же, что и в Примере 6; используемый исходный нефтепродукт также был исходным нефтепродуктом В, перечисленным в Таблице 1; используемый катализатор был также катализатором CGP-1, перечисленным в Таблице 2, и также имел среднюю активность 50, за исключением того, что катализатор CGP-1, пополняемый в установку, был свежим катализатором CGP-1, который не был подвергнут гидротермической обработке и имел начальную активность 95. Затем свежий катализатор CGP-1 смешивался с равновесным катализатором в установке и затем гидротермически окислялся в установке до тех пор, пока равновесная активность катализатора в установке не достигала 50. Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 7.

В соответствии с Таблицей 7 можно увидеть, что по сравнению с необработанным катализатором CGP-1, выход сухого газа, полученного посредством добавления обработанного катализатора CGP-1, уменьшается от 2,0 весовых % до 1,9 весовых %, выход кокса уменьшается от 3,0 весовых % до 2,5 весовых %, выход жидкости повышается от 88,7 весовых % до 89,3 весовых % (повышается на 0,6%); выходы изобутена и содержания олефина в бензине по существу те же самые.

Пример 7

Этот пример иллюстрирует условия улучшения состава целевого продукта посредством использования способа, предусмотренного настоящим изобретением, катализаторов, имеющих различные уровни активности и традиционного реактора типа газ-лифт среднего масштаба с постоянным диаметром.

Предварительно нагретый исходный нефтепродукт В, перечисленный в Таблице 1, подавался в реактор, контактировал и реагировал с горячим катализатором ZCM-7, перечисленным в Таблице 2, в присутствии пара, в котором катализатор ZCM-7 имел активность 45. Продукт реакции разделялся, чтобы получить СНГ и бензина, так же как и другие продукты; отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривался и подавался в регенератор; регенерированный катализатор коксовался и рециркулировался.

Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 8.

Сравнительный пример 3

Используемые модель реактора и рабочий режим были полностью теми же, что и в Примере 7; используемый исходный нефтепродукт был также исходным нефтепродуктом В, перечисленным в Таблице 1; используемый катализатор был также катализатором ZCM-7, перечисленным в Таблице 2, за исключением того, что катализатор ZCM-7 в

это время имел активность 67. Рабочий режим испытания, состав целевого продукта и свойства бензина перечислены в Таблице 8.

В соответствии с Таблицей 8 можно увидеть, что по сравнению с ZCM-7, имеющим более высокую активность (то есть имеющим активность 67), выход изобутена, полученного посредством использования ZCM-7, имеющего более низкую активность (то есть имеющего активность 45), повышается от 1,4 весовых % до 1,9 весовых % (повышается на 0,5 процента %); содержание олефина в бензине повышается от 25,6 весовых % до 31,7 весовых %. Кроме того, выход жидкости все еще повышается на 0,9%.

Таблица 1

№ исходного нефтепродукта	А	В	С
Наименования исходного нефтепродукта	Вакуумный газойль	Гидрированный вакуумный газойль	Гидрированный вакуумный газойль
Плотность (20°C), кг/м ³	890,5	899,3	911,9
Кинематическая вязкость, мм ² /с			
80°C	7,93	16,22	6,62
100°C	5,08	9,29	4,30
Коксовый остаток, весовые %	0,7	0,30	0,17
Точка затвердевания, °C	40	44	16
Азотистые основания, число частиц на миллион (ppm)		293	4
Суммарный азот, весовые %	0,16	0,08	0,011
Сера, весовые %	0,53	0,12	0,017
Углерод, весовые %	85,00	87,01	87,55
Водород, весовые %	12,62	12,85	12,35
Диапазон перегонки, °C			
Точка начала кипения	242	284	204
10%	322	394	290
30%	380	433	363
50%	410	463	406
70%	437	495	438
90%	480		490
Температура выкипания	516		

Таблица 2

№ катализатора	А	В
Торговая марка	ZCM-7	CGP-1
Тип цеолита	USY	REY-USY-ZRP
Химический состав, весовые %		
Глинозем	46,4	52,0
Оксид натрия	0,22	0,14
Оксид железа	0,32	0,30
Кажущаяся плотность, кг/м ³	600	740
Объем пор, мл/г	0,32	0,37
Площадь удельной поверхности, м ² /г	217	263
Распределение частиц по размерам, весовые %		
0-40 мкм	16,1	20,3
40-80 мкм	54,1	
>80 мкм	29,8	

Таблица 3

	Пример 1	Сравнительный пример 1
Активность катализатора ZCM-7	45	67

5	Температура реакции, °C		
	В первой реакционной зоне	550	550
	Во второй реакционной зоне	500	500
	Время пребывания, секунды	5,5	5,5
	В первой реакционной зоне	2,0	2,0
	Во второй реакционной зоне	3,5	3,5
	Отношение катализатор/нефтепродукт	5,0	5,0
	Отношение пар/нефтепродукт	0,1	0,1
	Состав целевого продукта, весовые %		
	Сухой газ	1,4	1,8
10	СНГ	17,3	17,5
	Изобутен в СНГ	2,0	1,4
	Бензин	55,0	56,0
	Дизельное топливо	17,8	15,4
	Тяжелое дизельное топливо	6,0	5,6
15	Кокс	2,5	3,7
	Выход жидкости, весовые %	90,1	88,9
	Октановое число		
	RON	91,0	90,6
	MON	80,7	80,5
	Диапазон перегонки, °C		
	IBP (точка начала кипения) - FBP (температура выкипания)	38-200	37-200
20	Состав бензина, весовые %		
	Парафины	40,5	50,6
	Нафты	7,3	8,2
	Олефины	29,3	16,3
	Ароматические соединения	22,9	24,9
25	Таблица 4		
		Пример 2	Сравнительный пример 2
30	Активность катализатора CGP-1	50	62
	Температура реакции, °C		
	В первой реакционной зоне	550	550
	Во второй реакционной зоне	505	505
	Отношение катализатор/нефтепродукт	6,0	6,0
	Время реакции, секунды	6,0	6,0
	В первой реакционной зоне	1,3	1,3
	Во второй реакционной зоне	4,7	4,7
	Отношение пар/нефтепродукт	0,1	0,1
	Состав целевого продукта, весовые %		
35	Сухой газ	1,8	2,1
	СНГ	28,5	29,1
	Пропилен в СНГ	10,6	9,4
	Изобутен в СНГ	4,1	3,0
	Бензин	42,9	43,0
	Дизельное топливо	18,0	16,5
	Тяжелое дизельное топливо	6,5	6,0
40	Кокс	2,3	3,3
	Выход жидкости, весовые %	89,4	88,6
	Октановое число бензина		
	RON	93,5	93,2
	MON	81,5	81,5
	Диапазон перегонки, °C		
	IBP-FBP	38-200	37-200
	Состав бензина, весовые %		
45	Кокс	2,3	3,3
	Выход жидкости, весовые %	89,4	88,6
	Октановое число бензина		
	RON	93,5	93,2
	MON	81,5	81,5
	Диапазон перегонки, °C		
	IBP-FBP	38-200	37-200
	Состав бензина, весовые %		

Парафины	35,9	41,7
Нафты	7,6	8,0
Олефины	27,9	18,2
Ароматические соединения	28,6	32,1

5	Таблица 5		
		Пример 3	Пример 4
	Исходный нефтепродукт	А	С
	Рабочий режим		
	Температура реакции, °С		
	В первой реакционной зоне	550	550
10	Во второй реакционной зоне	505	505
	Отношение катализатор/нефтепродукт	6,0	6,0
	Время реакции, секунды	6,0	6,0
	В первой реакционной зоне	1,3	1,3
	Во второй реакционной зоне	4,7	4,7
	Отношение пар/нефтепродукт	0,1	0,1
15	Состав целевого продукта, весовые %		

	Сухой газ	1,7	2,0
	СНГ	28,0	24,0
	Пропилен в СНГ	10,5	7,5
	Изобутен в СНГ	4,3	2,1
20	Бензин	42,0	46,6
	Дизельное топливо	18,6	17,0
	Тяжелое дизельное топливо	6,9	7,5
	Кокс	2,8	2,9
	Выход жидкости, весовые %	88,6	87,6
	Октановое число бензина		
25	RON	93,2	93,0
	MON	81,2	81,1
	Диапазон перегонки, °С		
	IBP-FBP	38-200	38-200
	Состав бензина, весовые %		
	Парафины	35,4	41,9
30	Нафты	7,8	8,3
	Олефины	30,2	22,2
	Ароматические соединения	26,6	27,6

	Таблица 6		
		Пример 5	Пример 5А
35	Активность катализатора ZCM-7	45	45
	Распределение активности катализатора	40-75	40-91
	Температура реакции, °С		
	В первой реакционной зоне	550	550
	Во второй реакционной зоне	500	500
40	Время пребывания, секунды	5,5	5,5
	В первой реакционной зоне	2,0	2,0
	Во второй реакционной зоне	3,5	3,5
	Отношение катализатор/нефтепродукт	5,0	5,0
	Отношение пар/нефтепродукт	0,1	0,1
	Состав целевого продукта, весовые %		
45	Сухой газ	1,5	1,7
	СНГ	17,2	17,5
	Изобутен в СНГ	2,0	1,9
	Бензин	55,0	55,4
	Дизельное топливо	17,6	16,4

5	Тяжелое дизельное топливо	6,0	5,8
	Кокс	2,7	3,2
	Выход жидкости, весовые %	89,8	89,3
	Октановое число		
	RON	91,2	91,0
	MON	80,7	80,5
	Диапазон перегонки, °C		
	IBP-FBP	38-200	37-200
	Состав бензина, весовые %		
	Парафины	40,0	40,3
10	Нафты	7,5	8,2
	Олефины	29,8	28,4
	Ароматические соединения	22,7	23,1

Таблица 7			
15		Пример 6	Пример 6A
	Активность катализатора CGP-1	50	50
	Распределение активности катализатора	43-72	43-95
	Температура реакции, °C		
	В первой реакционной зоне	550	550
	Во второй реакционной зоне	505	505
	Отношение катализатор/нефтепродукт	6,0	6,0
	Время реакции, секунды	6,0	6,0
20	В первой реакционной зоне	1,3	1,3
	Во второй реакционной зоне	4,7	4,7
	Отношение пар/нефтепродукт	0,1	0,1
	Состав целевого продукта, весовые %		
25	Сухой газ	1,9	2,0
	СНГ	28,7	28,9
	Пропилен в СНГ	10,5	10,0
	Изобутен в СНГ	4,0	3,9
	Бензин	42,4	42,8
	Дизельное топливо	18,2	17,0
	Тяжелое дизельное топливо	6,3	6,3
	Кокс	2,5	3,0
30	Выход жидкости, весовые %	89,3	88,7
	Октановое число бензина		
	RON	93,4	93,2
	MON	81,3	81,5

35	Диапазон перегонки, °C		
	IBP-FBP	38-200	38-200
	Состав бензина, весовые %		
	Парафины	36,3	36,5
	Нафты	7,7	8,0
	Олефины	27,2	26,5
	Ароматические соединения	28,8	29,0

Таблица 8			
45		Пример 7	Сравнительный пример 3
	Активность катализатора ZCM	45	67
	Температура реакции, °C	520	520
	Отношение катализатор/нефтепродукт	6,0	6,0
	Время реакции, секунды	4,5	4,5
	Отношение пар/нефтепродукт	0,1	0,1
	Состав целевого продукта, весовые %		
	Сухой газ	2,3	2,6
	СНГ	15,3	15,6

Изобутен в СНГ	1,9	1,4
Бензин	49,3	50,1
Дизельное топливо	20,6	18,6
Тяжелое дизельное топливо	9,8	9,1
Кокс	2,7	4,0
Выход жидкости, весовые %	85,2	84,3
Октановое число бензина		
RON	90,6	90,1

MON	79,8	79,7
Диапазон перегонки, °C		
IBP-FBP	38-200	38-200
Состав бензина, весовые %		
Парафины	41,7	46,5
Нафты	7,6	8,0
Олефины	31,7	25,6
Ароматические соединения	19,0	19,9

Формула изобретения

1. Способ каталитической конверсии для улучшения состава целевого продукта, отличающийся тем, что высокосортный исходный нефтепродукт контактирует с горячим регенерированным катализатором в реакторе, чтобы выполнять реакцию крекинга, продукт реакции отделяется от отработанного катализатора, подлежащего регенерации, затем продукт реакции подается в систему разделения, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и рециркулируется в способ, причем указанный способ каталитической конверсии используется для того, чтобы повысить содержание изобутена в сжиженном нефтяном газе и содержание олефина в бензине в промышленном способе FCC,

причем горячий регенерированный катализатор имеет однородное распределение активности, и указанный горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности, получают одним из следующих способов i), ii) и iii):

где в способе i)

(1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, осуществляя контакт с паром, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий однородную активность, и

(2) подают катализатор, имеющий однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности;

где в способе ii)

(1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, осуществляя контакт со смесью пара и других окислительных сред, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий однородную активность, и

(2) подают катализатор, имеющий однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности;

где в способе iii)

(1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, подают горячий регенерированный катализатор в регенератор в другой псевдооживленный слой, и осуществляют теплообмен от твердого к твердому в двух псевдооживленных слоях,

(2) осуществляют контакт подвергнувшегося теплообмену свежего катализатора со

смесью пара или других окислительных сред, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий однородную активность; и

(3) подают катализатор, имеющий однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности.

2. Способ каталитической конверсии для улучшения состава целевого продукта, отличающийся тем, что высокосортный исходный нефтепродукт контактирует с горячим регенерированным катализатором в нижней части реактора, чтобы выполнять реакцию крекинга, за которой следуют реакция селективного переноса водорода и реакция изомеризации в продолжение движения вверх продукта реакции крекинга и содержащего кокс катализатора, продукт реакции селективного переноса водорода и реакции изомеризации отделяется от отработанного катализатора, подлежащего регенерации, затем продукт реакции селективного переноса водорода и реакции изомеризации подается в систему разделения, и отработанный катализатор, подлежащий регенерации, отпаривается, регенерируется и рециркулируется в способ, причем указанный способ каталитической конверсии используется для того, чтобы повысить содержание изобутена в сжиженном нефтяном газе и содержание олефина в бензине в промышленном способе FCC,

причем горячий регенерированный катализатор имеет однородное распределение активности, и указанный горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности, получают одним из следующих способов i), ii) и iii):

где в способе i)

(1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, осуществляя контакт с паром, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий однородную активность, и

(2) подают катализатор, имеющий однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности;

где в способе ii)

(1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, осуществляя контакт со смесью пара и других окислительных сред, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий однородную активность, и

(2) подают катализатор, имеющий однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности;

где в способе iii)

(1) подают свежий катализатор в псевдооживленный слой, подают горячий регенерированный катализатор в регенератор в другой псевдооживленный слой, и осуществляют теплообмен от твердого к твердому в двух псевдооживленных слоях,

(2) осуществляют контакт подвергнувшегося теплообмену свежего катализатора со смесью пара или других окислительных сред, окисляют при определенных гидротермических условиях, чтобы получить катализатор, имеющий однородную активность; и

(3) подают катализатор, имеющий однородную активность, в регенератор промышленной установки каталитического крекинга, чтобы получить горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности.

3. Способ по п. 1 или 2, отличающийся тем, что высокосортный исходный нефтепродукт представляет собой один или более выбранных из нефтепродукта верхнего погона атмосферной ректификационной колонны, бензина, каталитического бензина, дизельного топлива, вакуумного газойля и гидрированного вакуумного газойля.

5 4. Способ по п. 1 или 2, отличающийся тем, что горячий регенерированный катализатор имеет активность от 35 до 55.

5. Способ по п. 1 или 2, отличающийся тем, что горячий регенерированный катализатор имеет активность от 40 до 50.

6. Способ по п. 1 или 2, отличающийся тем, что горячий регенерированный катализатор, имеющий однородное распределение активности, имеет начальную 10 активность не выше чем 80, время самоуравновешивания от 0,1 до 50 часов и равновесную активность от 35 до 60, когда подается в установку каталитического крекинга.

7. Способ по п. 6, отличающийся тем, что горячий регенерированный катализатор, 15 имеющий однородное распределение активности, имеет начальную активность не выше чем 75, время самоуравновешивания от 0,2 до 30 часов и равновесную активность от 40 до 50, когда подается в установку каталитического крекинга.

8. Способ по п. 7, отличающийся тем, что горячий регенерированный катализатор, 20 имеющий однородное распределение активности, имеет начальную активность не выше чем 70, и время самоуравновешивания от 0,5 до 10 часов, когда подается в установку каталитического крекинга.

9. Способ по п. 1, отличающийся тем, что реакция крекинга проводится при условиях, включающих температуру реакции от 450°C до 620°C, время реакции от 0,5 до 35,0 секунд и весовое отношение катализатор/исходный нефтепродукт 3-15:1.

25 10. Способ по п. 2, отличающийся тем, что реакция крекинга проводится при условиях, включающих температуру реакции от 490°C до 620°C, время реакции от 0,5 до 2,0 секунд и весовое отношение катализатор/исходный нефтепродукт 3-15:1.

11. Способ по п. 10, отличающийся тем, что реакция крекинга проводится при условиях, включающих температуру реакции от 500°C до 600°C, время реакции от 0,8 30 до 1,5 секунд и весовое отношение катализатор/исходный нефтепродукт 3-12:1.

12. Способ по п. 2, отличающийся тем, что реакция переноса водорода и реакция изомеризации проводятся при условиях, включающих температуру реакции от 420°C до 550°C и время реакции от 2 до 30 секунд.

13. Способ по п. 12, отличающийся тем, что реакция переноса водорода и реакция 35 изомеризации проводятся при условиях, включающих температуру реакции от 460°C до 500°C и время реакции от 3 до 15 секунд.

14. Способ по п. 1 или 2, отличающийся тем, что каждая из реакции крекинга, реакции переноса водорода и реакции изомеризации проводится при давлении от 130 до 450 кПа и весовом отношении пар/исходный нефтепродукт от 0,03 до 0,3:1.

40 15. Способ по п. 1 или 2, отличающийся тем, что реактор представляет собой один, выбранный из системы газ-лифт с постоянным диаметром, системы газ-лифт с равной линейной скоростью, псевдоожиженным слоем и системы газ-лифт с переменными диаметрами, или комплексный реактор, состоящий из системы газ-лифт с постоянным диаметром и псевдоожиженным слоем.

45 16. Способ по п. 15, отличающийся тем, что газ-лифт с переменными диаметрами содержит в свою очередь секцию предварительного подъема, первую реакционную зону, вторую реакционную зону, имеющую увеличенный диаметр, и выходную зону, имеющую уменьшенный диаметр, которые являются коаксиальными друг с другом и

расположены со дна вверх в вертикальном направлении, и горизонтальная труба соединена с концом выходной зоны, в котором отношение диаметра второй реакционной зоны к диаметру первой реакционной зоны находится в диапазоне от 1,5 до 5,0:1.

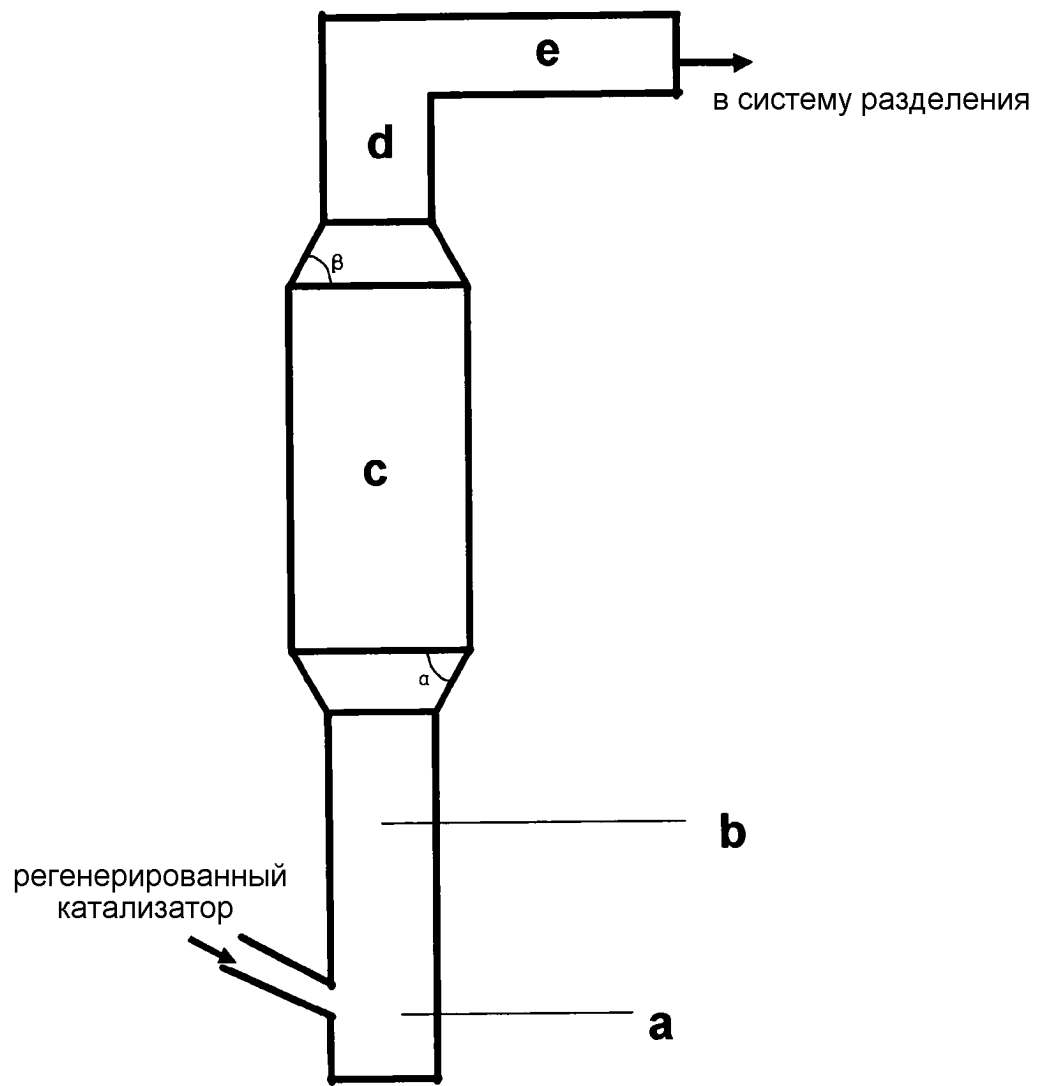
17. Способ по п. 1 или 2, в котором горячий регенерированный катализатор получают посредством

- 1) уменьшения расхода пополняемого катализатора в установку;
- 2) уменьшения активности пополняемого катализатора; или
- 3) уменьшения активности катализатора, подаваемого в установку в начальной стадии.

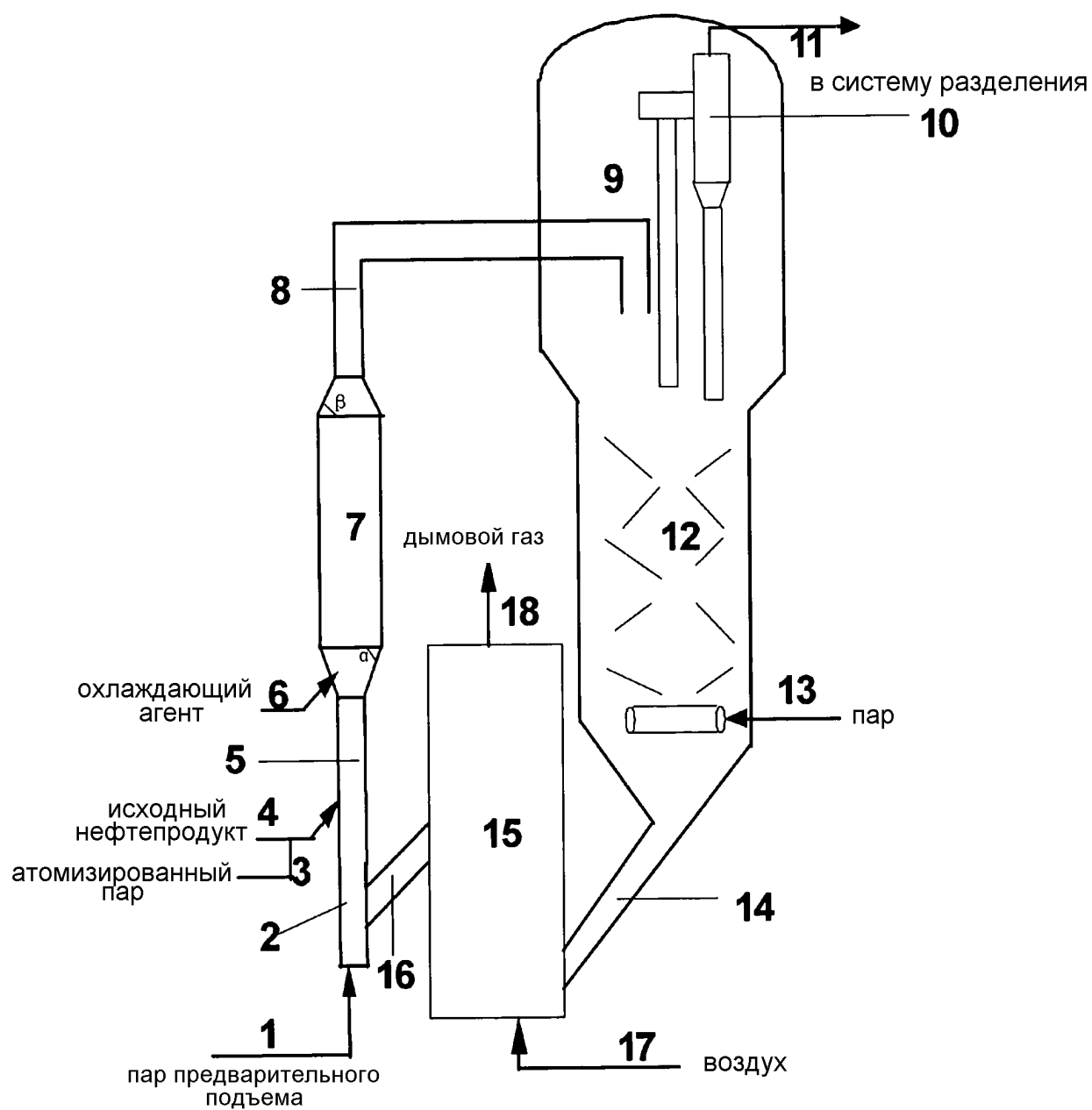
18. Способ по п. 1, отличающийся тем, что в способе i) гидротермические условия содержат температуру окисления от 400 до 850°C, поверхностную линейную скорость псевдоожиженного слоя от 0,1 до 0,6 м/с и время окисления от 1 до 720 часов.

19. Способ по п. 1 или 2, отличающийся тем, что в способе ii) гидротермические условия включают температуру окисления от 400 до 850°C, поверхностную линейную скорость псевдоожиженного слоя от 0,1 до 0,6 м/с и время окисления от 1 до 720 часов; указанные другие окислительные среды содержат воздух, сухой газ, регенерированный дымовой газ, газ, полученный посредством сжигания воздуха и сухого газа, газ, полученный посредством сжигания воздуха и керосина, или газообразный азот.

20. Способ по п. 1, отличающийся тем, что в способе iii) гидротермические условия включают температуру окисления от 400 до 850°C, поверхностную линейную скорость псевдоожиженного слоя от 0,1 до 0,6 м/с и время окисления от 1 до 720 часов; указанные другие окислительные среды содержат воздух, сухой газ, регенерированный дымовой газ, газ, полученный посредством сжигания воздуха и сухого газа, газ, полученный посредством сжигания воздуха и керосина, или газообразный азот.



Фиг.1



Фиг.2