



**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21)(22) Заявка: 2011101430/04, 03.06.2009

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
03.06.2009

Приоритет(ы):

(30) Конвенционный приоритет:
17.06.2008 FR 08/03.384

(43) Дата публикации заявки: 27.07.2012 Бюл. № 21

(45) Опубликовано: 10.12.2013 Бюл. № 34

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: US 7220351 B1, 22.05.2007. US 4584090 A,
22.04.1986. WO 9011340 A1, 04.10.1990. EA
8696 B1, 29.06.2007. SU 1785261 A1, 20.01.1996.(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на
национальной фазе: 17.01.2011(86) Заявка РСТ:
FR 2009/000639 (03.06.2009)(87) Публикация заявки РСТ:
WO 2009/153441 (23.12.2009)

Адрес для переписки:

129090, Москва, ул. Б. Спасская, 25, стр.3,
ООО "Юридическая фирма Городиский и
Партнеры"

(72) Автор(ы):

**ФЕНЬЕ Фредерик (FR),
ГОТЬЕ Тьерри (FR)**

(73) Патентообладатель(и):

ИФП ЭНЕРЖИ НУВЕЛЛЬ (FR)**(54) УСТРОЙСТВО РЕГУЛИРОВАНИЯ РАБОЧИХ УСЛОВИЙ В УСТАНОВКЕ
КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА С ДВУМЯ СИСТЕМАМИ ПОДЪЕМА**

(57) Реферат:

Изобретение относится к области каталитического крекинга нефтяных фракций. Изобретение касается способа получения бензина и совместного получения пропилена, в котором используется установка каталитического крекинга, содержащая зону регенерации катализатора и реакционную зону с двумя системами подъема, работающими параллельно в режимах разной жесткости, причем катализатор циркулирует между зоной регенерации и реакционной зоной по двум

параллельным контурам: одним контуром, называемым главным, содержащим первую внешнюю систему охлаждения катализатора, и вторым контуром, называемым вторичным, содержащим вторую внешнюю систему охлаждения катализатора. Технический результат - эффективное регулирование температуры катализатора на входе в каждую систему подъема и оптимизация получения бензина и одновременного получения пропилена. 8 з.п. ф-лы, 1 ил., 3 табл., 3 пр.



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(51) Int. Cl.
C10G 11/18 (2006.01)
C10G 51/06 (2006.01)

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21)(22) Application: **2011101430/04, 03.06.2009**

(24) Effective date for property rights:
03.06.2009

Priority:

(30) Convention priority:
17.06.2008 FR 08/03.384

(43) Application published: **27.07.2012 Bull. 21**

(45) Date of publication: **10.12.2013 Bull. 34**

(85) Commencement of national phase: **17.01.2011**

(86) PCT application:
FR 2009/000639 (03.06.2009)

(87) PCT publication:
WO 2009/153441 (23.12.2009)

Mail address:

**129090, Moskva, ul. B. Spasskaja, 25, str.3, OOO
"Juridicheskaja firma Gorodisskij i Partnery"**

(72) Inventor(s):

**FEN'E Frederik (FR),
GOT'E T'erri (FR)**

(73) Proprietor(s):

IFP EhNERZhi NUVELL' (FR)

(54) **DEVICE FOR ADJUSTMENT OF WORKING CONDITIONS IN CATALYST CRACKER WITH TWO RAISING SYSTEMS**

(57) Abstract:

FIELD: oil and gas industry.

SUBSTANCE: invention is related to method of benzene production and propylene coproduction in which catalyst cracker is used with catalyst regeneration area and reaction area with two raising systems operating in parallel in modes of different severity, at that catalyst is circulated between catalyst regeneration area and reaction area through

two parallel circuits: one circuit, which is a main circuit, contains the first external system of catalyst cooling and the second circuit containing the second external system of catalyst cooling.

EFFECT: effective adjusting of catalyst temperature at input to each raising system and optimising benzene production and propylene coproduction.

9 cl, 1 dwg, 3 tbl, 3 ex

RU 2 500 790 C2

RU 2 500 790 C2

Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к области каталитического крекинга нефтяных фракций, в частности фракций, называемых "тяжелыми".

5 Основным сырьем FCC (аббревиатура для каталитического крекинга в кипящем слое) тяжелых фракций являются обычно углеводород или смесь углеводородов, содержащая в основном (то есть по меньшей мере 80%) соединения с температурами кипения выше 340°C. Это сырье содержит ограниченное количество металлов (Ni+V), обычно ниже 50 ч./млн (частей на миллион), предпочтительно ниже 20 ч./млн, и имеет
10 содержание водорода, как правило, выше 11 мас.%, обычно составляющее от 11,5 до 14,5%, предпочтительно от 11,8 до 13%. Содержание азота предпочтительно также ограничивать ниже 0,5 мас.%.

Содержание коксового остатка по Конрадсону (обозначаемое по-английски CCR) в сырье (определено согласно стандарту ASTM D-482) является параметром при расчете
15 размеров установки для соблюдения теплового баланса. В зависимости от количества коксового остатка по Конрадсону в сырье выход кокса требует особых размеров установки, чтобы достичь теплового баланса.

Эти тяжелые фракции могут быть результатом, в частности в результате
20 атмосферной ректификации, вакуумной ректификации, происходить с установок гидрокрекинга или дезасфальтизации.

Целью установки каталитического крекинга нефтеперерабатывающего завода является получение основы для бензина, то есть фракций, имеющих интервал
25 температуры кипения от 35 до 250°C. Все больше и больше эта главная цель сопровождается новой целью, которая заключается в совместном производстве легких олефинов, в основном этилена и пропилена.

Получение бензина обеспечивается крекингом тяжелого сырья в главном реакторе (называемом далее в тексте главной системой подъема ввиду восходящего течения
30 катализатора и удлиненной формы этого реактора, согласно специальной терминологии).

Что касается одновременного получения пропилена, то его обычно получают путем возврата в дополнительный реактор, называемый дополнительной системой
35 подъема, части бензиновой фракции, полученной в установке каталитического крекинга, или получают из эквивалентного сырья, такого как олигомеры C5, C6, C7 и C8.

Далее в тексте о главной системе подъема, показанной позицией (1), говорится, чтобы обозначить систему, ориентированную на производство бензина, а о вторичной
40 системе, показанной позицией (2), говорится, чтобы обозначить систему, предназначенную для получения пропилена.

Совместное производство пропилена требует значительных изменений рабочих условий во вторичной системе подъема по сравнению с рабочими условиями в главной
45 системе подъема. Эти оптимальные условия получения пропилена во вторичной системе подъема достигаются при температурах на выходе системы, составляющих от 550 до 650°C, предпочтительно от 580 до 610°C, времени контакта от 20 до 500 мс, предпочтительно от 50 до 200 мс (мс=миллисекунды), и потоке твердой фазы от 150 до 600 кг/(с·м²), причем время контакта определяется как отношение объема
50 катализатора, присутствующего в реакторе, к объемной скорости потока среды, проходящей через реактор в рабочих условиях реактора.

Совокупность этих условий заставляет эксплуатировать вторичную систему подъема при отношениях катализатора к сырью (обозначено C/O), составляющих

от 10 до 35, предпочтительно от 14 до 25. Типично традиционная система подъема, действующая в условиях получения бензина, работает при отношении количества катализатора к сырью от 4 до 15, предпочтительно от 5 до 10, и с температурами на выходе из системы (обозначенными TS) от 510 до 580°C, предпочтительно от 520 до 570°C.

При сочетании повышения отношения C/O и повышения температуры на выходе, TS, говорят о более жестких рабочих условиях.

Таким образом, вторичная система подъема функционирует в заметно более жестких рабочих условиях нежели главная система подъема.

Обе системы снабжают регенерированным катализатором, температура которого определяется сжиганием кокса. Поэтому для желаемой температуры крекинга количество катализатора, циркулирующего в установке, зависит от температуры регенерации. Следовательно, изменения в работе первой системы подъема могут изменить температуру регенерации и напрямую повлиять на работу второй системы подъема.

Настоящее изобретение позволяет осуществлять независимое и оптимизированное управление режимами работы каждой системы подъема путем независимого регулирования температуры катализатора на входе в обе системы.

Ниже в тексте "охладителем катализатора" называется теплообменник, внешний относительно зоны регенерации, позволяющий охладить катализатор, отобранный в какой-либо точке указанной зоны, и снова ввести после его охлаждения в другую точку зоны регенерации.

Охладители или охладители катализатора, применяемые в настоящем изобретении, отличаются от охладителей катализатора согласно уровню техники тем, что они имеют по меньшей мере один особый выход, из которого охлажденный катализатор направляется прямо на одну из систем подъема.

Обсуждение уровня техники

Уровень техники, относящийся к установкам каталитического крекинга с двумя системами подъема, одной - обычной для получения бензина, а другой - работающей в более жестких условиях, для получения легких олефинов, описан, в частности, в патенте FR 07/04672.

Эта заявка не описывает средств, позволяющих реализовать независимое и оптимизированное управление температурой в каждой из систем подъема.

Объектом настоящего изобретения является описание средств, позволяющих эффективно осуществлять регулирование температуры катализатора на входе в каждую систему подъема, чтобы одновременно оптимизировать получение бензина в главной системе подъема и обеспечить одновременное получение пропилена во вторичной системе подъема.

Краткое описание чертежей

Фиг.1 показывает схему установки каталитического крекинга согласно изобретению с системами подъема и двумя охладителями катализатора, причем каждая из систем снабжается катализатором, идущим напрямую из охладителя катализатора, предназначенного для соответствующей системы.

Краткое описание изобретения

Таким образом, изобретение заключается в способе получения бензина и одновременного получения пропилена, в котором используется новая конфигурация установки каталитического крекинга, позволяющая независимо регулировать температурный режим и время контакта в главной системе подъема, снабжаемой

обычным сырьем, предназначенным для получения бензина, и работающей в условиях умеренной жесткости, с одной стороны, и в снабжаемой фракцией бензина или эквивалентной фракцией вторичной системы подъема, предназначенной для получения пропилена и работающей в условиях повышенной жесткости, с другой стороны.

Фиг.1 показывает схему предпочтительного применения изобретения.

Главная система подъема (1) снабжается катализатором, отобранном из зоны регенерации, который был охлажден в охладителе катализатора (7), называемом главным охладителем катализатора, и подается напрямую из выхода указанного охладителя катализатора в низ главной системы подъема (1) по линии переноса (10).

Контур катализатора, проходящий через зону регенерации, охладитель катализатора (7), линию переноса (10) и главную систему подъема (1), называется главным контуром.

Вторичная система подъема (2) снабжается катализатором, взятым из зоны регенерации, который был охлажден в охладителе катализатора (6), отличном от главного охладителя катализатора (7), называемом вторичным охладителем катализатора (6), и направляется из выхода вторичного охладителя катализатора сразу в низ вторичной системы подъема (2) по линии переноса (12).

Контур катализатора, проходящий через зону регенерации, охладитель катализатора (6), линию переноса (12) и вторичную систему подъема (2), называется вторичным контуром.

Наличие двух разных охладителей катализатора, имеющих, таким образом, разные поверхности теплообмена, снабжаемых одним и тем же катализатором, отобранном в зоне регенерации, позволяет обеспечить фракцию катализатора, охлажденную в оптимальных условиях, позволяющих снабжать главную систему подъема (1), и фракцию катализатора, охлажденную в оптимальных условиях, позволяющих снабжать вторичную систему подъема (2). Наличие отдельного охладителя катализатора у каждого контура катализатора позволяет независимо регулировать температуру катализатора, вводимого в каждую систему подъема, и, таким образом, независимо оптимизировать работу каждой из систем.

Главная система подъема (1) оптимизирована на работу в условиях средней жесткости, а вторичная система подъема (2) - в условиях повышенной жесткости.

Кроме того, тот факт, что катализатор с выхода каждого охладителя катализатора (главного или вторичного) направляется на соответствующую систему подъема (соответственно главную или вторичную), сопровождается немалой экономией энергии, которая, как было подсчитано, достигает около 10% от общего количества тепла, отданного в каждый охладитель катализатора, по сравнению с единственным охладителем катализатора, обеспечивающим внутреннее охлаждение зоны регенерации, то есть с одним выходом охлажденного катализатора внутрь зоны регенерации. Этот выигрыш объясняется тем, что в конфигурации по настоящему изобретению воздух для горения не охлаждается в отличие от традиционных схем.

Настоящее изобретение совместимо с любыми типами конфигурации зоны регенерации, будь это зона с единственной ступенью или с двумя ступенями, работающими последовательно.

Таким образом, оно может быть применимо к переделкам существующих установок без изменений зоны регенерации, в которой воздух сжигает кокс, образующийся во время реакции.

Более точно, настоящее изобретение можно определить как установку

каталитического крекинга в кипящем слое, содержащую два независимых контура катализатора, температура в которых регулируется индивидуально:

- первый контур, называемый "главным", содержит главную систему подъема, работающую в условиях умеренной жесткости, и содержит систему охлаждения катализатора (главный охладитель катализатора), находящуюся между зоной регенерации и реакционной зоной,

- второй контур, называемый "вторичным", содержит вторичную систему подъема, работающую в условиях повышенной жесткости, и содержит систему охлаждения катализатора (вторичный охладитель катализатора), находящуюся между зоной регенерации и реакционной зоной.

Вторичная система подъема работает при времени контакта, составляющем от 50 до 200 мс, и при потоке катализатора от 150 до 600 кг/м²·с (мс является сокращением для миллисекунд, то есть 10⁻³ с).

Изобретение можно применять также, используя другой механизм независимого управления, регулируя не каждую температуру на входе в систему подъема независимо, а разность этих двух температур на входе в каждую систему подъема.

В этом случае охлаждение катализатора, подаваемого в главную систему подъема (1), производится с единственным охладителем катализатора, имеющим два разных выхода для охлажденного катализатора: первый выход к зоне регенерации, а второй выход к вторичной системе подъема по особой линии.

Подача катализатора в главную систему подъема (1) производится из точки отбора указанного катализатора, находящейся в зоне регенерации.

Регулирование теплового режима вторичной системы подъема (2) производится путем смешения части катализатора, выходящего из зоны регенерации, с другой частью катализатора, выходящего непосредственно из охладителя катализатора по особой линии.

По этой причине охладитель катализатора в этом варианте имеет два разных выхода катализатора: один, который возвращает охлажденный катализатор в какую-либо точку зоны регенерации, и другой, который возвращает охлажденный катализатор во вторичную систему подъема (2) по особой линии.

Подбор соотношения между двумя потоками катализатора позволяет обеспечить искомые условия во вторичной системе подъема. В этом случае на температуру катализатора, направляемого в главную систему подъема, влияет температура во вторичной системе подъема. В такой конфигурации регулируется именно разность температур между катализаторами, направляемыми в каждую систему подъема.

Реализация оптимальных условий для каждой системы обеспечивается в таком случае конструкцией, адаптированной к наличию единственного охладителя катализатора.

Подробное описание изобретения

Следующее описание станет более понятным при рассмотрении приложенной фиг.1, которая соответствует базовому случаю настоящего изобретения.

Установка каталитического крекинга согласно изобретению содержит первую систему подъема, называемую главной системой подъема (1), обрабатывающей обычное сырье типа вакуумного дистиллята или кубового остатка, гидроочищенного или нет; а вторая система подъема, называемая вторичной системой подъема (2), обрабатывает легкую фракцию с целью получения олефинов. Эта легкая фракция может состоять из бензиновой фракции, в частности части бензина, произведенного самой установкой крекинга, который в таком случае возвращают в низ вторичной системы подъема (2), или она может состоять из любой фракции, интервал

температуры кипения которой составляет от 35 до 250°C, как, например, олигомеры C5, C6, C7 и C8.

Главная система подъема (1) работает в обычных условиях крекинга, которые можно резюмировать следующим образом:

- Отношение C/O составляет от 4 до 15, предпочтительно от 5 до 10.
- Температура на выходе из системы составляет от 510 до 580°C, предпочтительно от 520 до 570°C.

Вторичная система подъема (2) работает в более жестких условиях, которые можно резюмировать следующим образом:

- Время контакта составляет от 20 до 500 мс, предпочтительно от 50 до 200 мс.
- Отношение C/O составляет от 10 до 35, предпочтительно от 14 до 25.
- Температура на выходе из системы составляет от 550 до 650°C, предпочтительно от 580 до 610°C.
- Поток катализатора составляет от 150 до 600 кг/м²·с.

Получение надлежащих условий жесткости в каждой системе подъема осуществляется с помощью системы охлаждения, особой для каждой системы и называемой главным охладителем катализатора (10) для главной системы подъема (1) и вторичным охладителем катализатора (12) для вторичной системы подъема (2).

Под охладителем катализатора понимается теплообменник, внешний по отношению к зоне регенерации, работающий в кипящем слое и позволяющий охладить катализатор, отобранный в зоне регенерации перед повторным вводом в реакционную зону, по линии, возвращающей охлажденный катализатор от выхода охладителя катализатора в низ системы подъема. Эта линия переноса обозначена позицией (10) для снабжения главной системы подъема (1) и позицией (12) для снабжения вторичной системы подъема (2).

Когда зона регенерации состоит из двух ступеней (обозначенных на фиг.1 позицией (4) для первой ступени и (3) для второй ступени), катализатор обычно отбирается на уровне второй ступени при температуре от 715 до 800°C, предпочтительно близкой к 750°C. Когда зона регенерации содержит только одну ступень, катализатор отбирается на указанной ступени при температуре, составляющей от 650 до 780°C, предпочтительно около 750°C.

Разделение газ-твердая фаза в реакционной зоне может проводиться любой системой, известной специалисту, такой как системы, описанные в патентной заявке FR 06/10982.

Катализатор, извлеченный после системы разделения газ-твердое, подают в зону отгонки легких фракций (8), затем в зону регенерации по линии, называемой "stand pipe" (система) (5), в которой катализатор движется с плотностью, составляющей от 450 до 600 кг/м³.

Каталитическая система, используемая в настоящем изобретении, содержит по меньшей мере один базовый цеолит, обычно распределенный в подходящей матрице, такой, например, как оксид алюминия, оксид кремния, алюмосиликат, к которой может быть добавлен по меньшей мере один цеолит, обладающий селективностью по форме.

Наиболее часто использующимся базовым цеолитом является цеолит Y, но с выгодой можно использовать и другой цеолит, один или в смеси с цеолитом Y.

В способе согласно изобретению катализатор может, в частности, содержать по меньшей мере один цеолит, имеющий селективность по форме, причем указанный цеолит содержит кремний и по меньшей мере один элемент, выбранный из группы,

состоящей из алюминия, железа, галлия, фосфора, бора, предпочтительно алюминия.

Цеолит, обладающий селективностью по форме, может иметь один из следующих структурных типов: MEL (например, ZSM-11), MFI (например, ZSM5), NES, EUO, FER, CHA.

Доля цеолита, имеющего селективность по форме, от полного количества цеолита может варьироваться в зависимости от используемого сырья и спектра искомым продуктов. В настоящем изобретении используется от 2 до 60%, предпочтительно от 3 до 40%, еще более предпочтительно от 3 до 30% по массе цеолита, имеющего селективность по форме.

Пример

Для иллюстрации настоящего изобретения обратимся к 3 примерам, обозначенным 1, 2 и 3. Примеры 1 и 2 соответствуют уровню техники, пример 3 соответствует изобретению.

Сырье, загружаемое в главную систему подъема, представляет собой гидроочищенный кубовой остаток атмосферной ректификации, имеющий следующие свойства:

Содержание H₂=12 мас.%

Коксовый остаток по Конрадсону (CCR)=5,7%

Содержание Ni+V=21 ч./млн

Плотность=0,935

Катализатор представляет собой цеолит Y, в который добавлено 10 мас.% ZSM5.

Легкая фракция, возвращаемая во вторичную систему подъема, является фракцией C₆+/-220°C, поступающей из главной системы подъема конверсии тяжелой фракции, возвращаемой на уровне 50% от всей бензиновой фракции, полученной в установке крекинга с двумя системами подъема.

Пример 1

Этот пример иллюстрирует воплощение установки каталитического крекинга с 2 системами подъема и одним охладителем катализатора, и зоной регенерации с двумя ступенями, причем система 1 оптимизирована для получения бензина, а система 2 является неоптимизированной и снабжается частью каталитического бензина, выходящего из главной системы подъема.

Подача свежего сырья в главную систему подъема	294 т/ч
Расход легкой фракции, возвращаемой во вторичную систему подъема	57 т/ч
Температура свежего сырья в главной системе подъема	200°C
Температура легкой фракции, возвращаемой во вторичную систему подъема	70°C
Температура на выходе главной системы подъема	560°C
Температура на выходе вторичной системы подъема	580°C
Температура первой ступени регенератора	671°C
Температура второй ступени регенератора	718°C
Температура катализатора на входе в главную систему подъема	718°C
Температура катализатора на входе во вторичную систему подъема	718°C
Отношение C/O в главной системе подъема	8
Отношение C/O во вторичной системе подъема	13
Теплообмен в охладителе катализатора	42000 Мкал/ч

Структура полученной продуктивности приведена в таблице 1 ниже:

Таблица 1	
Сухие газы (с H ₂ S)	6,48
C ₂ =	1,97

C3=	10,14
LPG (C3t+C4t)	28,90
C5-220	32,82
220-360	12,49
360+	9,09
Кокс	10,22

5

Пример 2

Этот пример иллюстрирует воплощение установки каталитического крекинга с 2 системами подъема и 1 охладителем катализатора, и зоной регенерации с двумя ступенями, причем система 1 не оптимизирована, а система 2 оптимизирована для получения олефинов.

15	Подача свежего сырья в главную систему подъема	294 т/ч
	Расход легкой фракции, возвращаемой во вторичную систему подъема	57 т/ч
	Температура свежего сырья в главной системе подъема	200°C
	Температура легкой фракции, возвращаемой во вторичную систему подъема	70°C
	Температура на выходе главной системы подъема	560°C
	Температура на выходе вторичной системы подъема	580°C
20	Температура первой ступени регенератора	620°C
	Температура второй ступени регенератора	651°C
	Температура катализатора на входе в главную систему подъема	651°C
	Температура катализатора на входе во вторичную систему подъема	651°C
	Отношение C/O в главной системе подъема	14
	Отношение C/O во вторичной системе подъема	25
25	Теплообмен в охладителе катализатора	50500 Мкал/ч

Этот пример показывает, что в традиционном случае оптимальные условия для каждой системы подъема не могут быть достигнуты одновременно. Реализация оптимальных условий по C/O для вторичной системы подъема требует более сильного охлаждения в диапазоне между reg2 и reg1 посредством охладителя катализатора. Это усиление охлаждения приводит к слишком сильному снижению температуры reg1 (620°C) и reg2 (651°C), что не позволяет обеспечить оптимальные условия регенерации, поскольку температуры находятся вне предпочтительной области. Кроме того, оптимизация вторичной системы подъема дестабилизирует главную систему подъема, у которой отношение C/O меняется с 8 на 14.

35

Структура полученной продуктивности приведена в таблице 2 ниже:

Таблица 2		
40	Сухие газы (с H ₂ S)	8,19
	C2=	2,60
	C3=	11,92
	LPG (C3t+C4t)	32,22
	C5-220	28,40
	220-360	11,57
45	360+	9,04
	Кокс	10,58

Если выходы пропилена, этилена и LPG явно улучшаются благодаря жесткости условий во вторичной системе подъема, высокое отношение C/O, имеющееся в главной системе подъема, приводит к избыточному выходу сухих газов, более 8%, откуда следует потеря селективности по пропилену за счет сухого газа (1,45 против 1,56).

50

Уменьшение этого отношения выражается в том, что выигрыш по пропилену не компенсируется соответствующим повышением содержания сухих газов. Сухие газы

не являются продуктами, подходящими для повторного применения, и их получение следует минимизировать.

Наконец, потеря оптимальных условий в главной системе подъема выражается сильным снижением выхода бензина на 13,5% (28,4% против 32,82%).

Пример 3

Этот пример согласно изобретению иллюстрирует воплощение установки каталитического крекинга с двумя системами подъема, каждая из которых содержит автономный "охладитель катализатора", который позволяет ей работать в оптимизированных условиях. Двухступенчатая зона регенерации такая же, как в примерах 1 и 2.

Расход свежего сырья в главной системе подъема	294 т/ч
Расход легкой фракции, возвращаемой во вторичную систему подъема	57 т/ч
Температура свежего сырья в главной системе подъема	200°C
Температура легкой фракции, возвращаемой во вторичную систему подъема	70°C
Температура на выходе главной системы подъема	560°C
Температура на выходе вторичной системы подъема	580°C
Температура регенератора, первая ступень	681°C
Температура регенератор, вторая ступень	732°C
Температура катализатора на входе в главную систему подъема	718°C
Температура катализатора на входе во вторичную систему подъема	652°C
Отношение C/O в главной системе	8
Отношение C/O во вторичной системе	25
Теплообмен в главном охладителе катализатора	9500 Мкал/ч
Теплообмен во вторичном охладителе катализатора	32500 Мкал/ч

Этот случай иллюстрирует изобретение, которое позволяет независимо регулировать C/O в каждой системе подъема. Для вторичной системы подъема достигается отношение C/O, равное 25, а в главной системе подъема удерживается значение C/O 8.

Регулируемые температуры $reg1=681^{\circ}\text{C}$ и $reg2=732^{\circ}\text{C}$ находятся в желаемых рабочих диапазонах и позволяют обеспечить оптимальную регенерацию катализатора.

Ниже в таблице сравниваются полученные таким образом выходы с выходами по примеру 1.

Параметр	Пример 1	Пример 3
Сухие газы (с H ₂ S)	6,48	6,97
C2=	1,97	2,16
C3=	10,14	11,19
LPG (C3t+C4t)	28,90	30,77
C5-220	32,82	30,12
220-360	12,49	12,40
360+	9,09	9,35
Кокс	10,22	10,38

Таким образом, установлено повышение по пропилену на 1,05 пункта (то есть увеличение более чем на 10%) и на 1,9 пункта по LPG (то есть повышение более чем на 6%), что, учитывая обрабатываемый тоннаж, является очень существенным.

Действительно, при скорости подачи сырья на обработку в 294 т/ч этот выигрыш выражается в дополнительном получении пропилена в 3,09 т/ч по сравнению с базовой ситуацией (пример 1).

Селективность C3=/сухие газы сохраняется и даже улучшается, с отношением 1,60

по сравнению с отношением 1,56 для обычного случая. Таким образом, повышение содержания сухих газов в случае 3 компенсируется соответствующим выигрышем по пропилену.

Выход бензина, хотя и более низкий из-за его превращения в LPG, остается в
5 искомой области.

Формула изобретения

1. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором
10 используют установку каталитического крекинга, содержащую зону регенерации катализатора в одну или две ступени, и реакционную зону с двумя системами подъема, одна из которых называется главной, а другая - вторичной, работающими параллельно в условиях разной жесткости, причем отношение C/O (C/O представляет собой отношение катализатора к сырью) в главной системе подъема составляет от 6
15 до 14, отношение C/O во вторичной системе подъема составляет от 10 до 35, температура на выходе главной системы подъема составляет от 510 до 580°C, температура на выходе вторичной системы подъема составляет от 550 до 650°C, время контакта во вторичной системе подъема составляет от 20 до 500 мс, и катализатор циркулирует между зоной регенерации и реакционной зоной по двум параллельным контурам, причем один контур, называемый главным, включает главную систему
20 подъема и первую внешнюю систему охлаждения катализатора (называемую главным охладителем катализатора), а контур, называемый вторичным, содержит вторичную систему подъема и вторую внешнюю систему охлаждения катализатора (называемую вторичным охладителем катализатора), причем первая система охлаждения снабжается катализатором, отбираемым в зоне регенерации, и поставляет охлажденный катализатор, который напрямую подается в главную систему подъема, а
25 вторая система охлаждения снабжается катализатором, отобранным в зоне регенерации, и поставляет охлажденный катализатор, который напрямую подается во вторичную систему подъема.

2. Способ получения бензина и совместного получения пропилена по п.1, в котором вторичная система подъема работает при времени контакта, составляющем от 50
35 до 200 мс, а скорость потока катализатора составляет от 150 до 600 кг/с·м².

3. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором используют установку каталитического крекинга по п.1, причем отношение C/O в главной системе подъема составляет от 7 до 12, а отношение C/O во вторичной системе подъема составляет от 14 до 25.

4. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором
40 используют установку каталитического крекинга по п.1, причем температура на выходе главной системы подъема составляет от 520 до 570°C, а температура на выходе вторичной системы подъема составляет от 580 до 610°C.

5. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором
45 используют установку каталитического крекинга по п.1, причем тяжелая фракция, питающая главную систему подъема, имеет содержание водорода от 11,5 до 14,5%, предпочтительно от 11,8 до 13%, а легкая фракция, питающая вторичную систему подъема, имеет интервал кипения фракций от 35 до 250°C.

6. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором
50 используют установку каталитического крекинга по п.1, причем легкая фракция, питающая вторичную систему подъема, состоит частично из бензина, полученного на самой установке каталитического крекинга.

7. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором используют установку каталитического крекинга по п.1, причем легкая фракция, питающая вторичную систему подъема, состоит из олигомеров C5, C6, C7 и C8.

5 8. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором используют установку каталитического крекинга по п.1, причем катализатор, используемый для каталитического крекинга, содержит цеолит, имеющий селективность по форме, выбранный из следующей группы: MEL, NES, EUO, FER, CHA.

10 9. Способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором используют установку каталитического крекинга, по п.8, причем доля цеолита, имеющего селективность по форме, от общего количества цеолита варьируется от 2 до 60%, предпочтительно от 3 до 40%, еще более предпочтительно от 3 до 30% по массе.

15

20

25

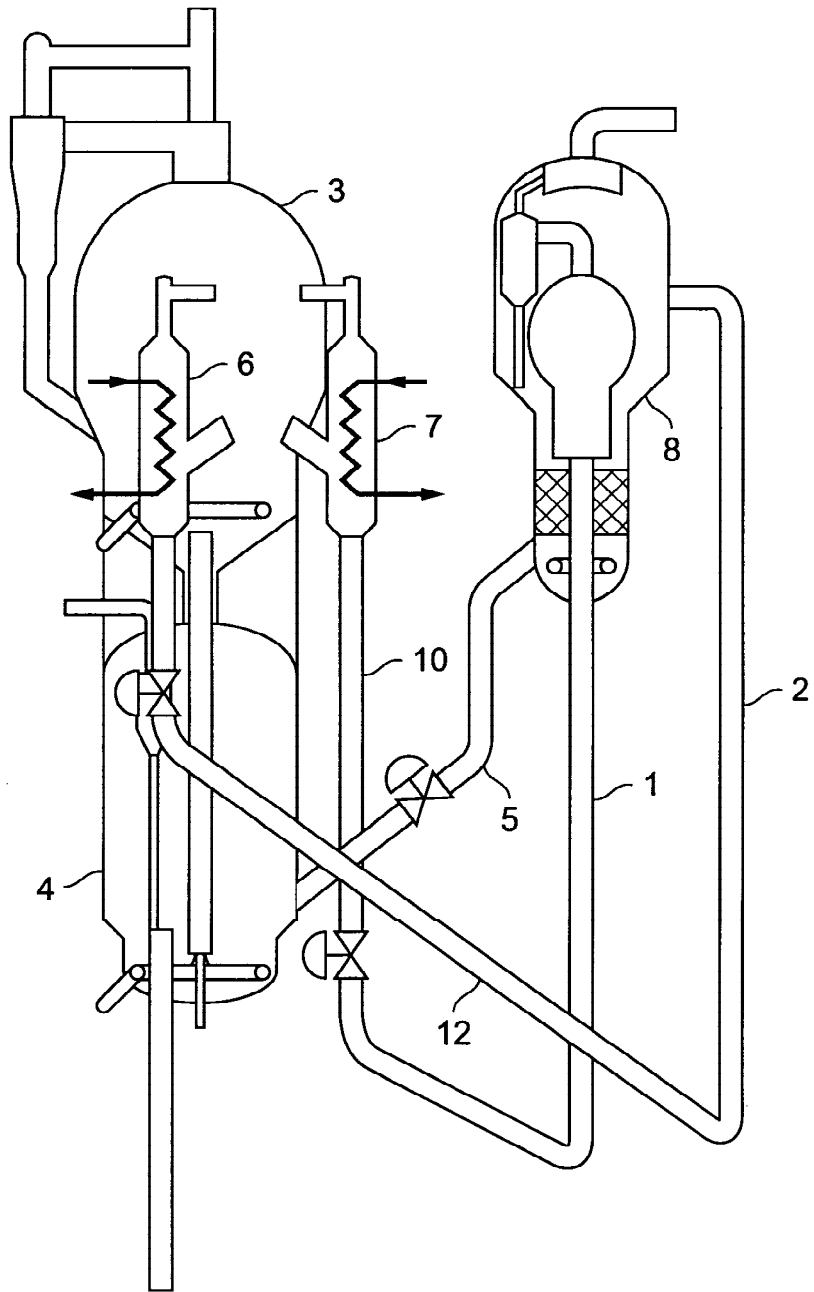
30

35

40

45

50



ФИГ.1