

(19)



**Евразийское  
патентное  
ведомство**

(11) **048047**

(13) **B1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента  
**2024.10.22**

(51) Int. Cl. **C10G 70/04** (2006.01)  
**C10G 70/00** (2006.01)

(21) Номер заявки  
**202490810**

(22) Дата подачи заявки  
**2022.05.31**

---

(54) **НОВЫЙ СПОСОБ РАБОТЫ АБСОРБЦИОННО-СТАБИЛИЗАЦИОННОГО БЛОКА И СПОСОБ ПОЛНОЙ УТИЛИЗАЦИИ ПРОДУКТОВ ИЗ НЕГО**

---

(31) **202111193024.X**

(72) Изобретатель:

(32) **2021.10.13**

**Синь Бенен, Уе Цзонцзюнь, Хонг Вэй**  
(CN)

(33) **CN**

(43) **2024.05.16**

(74) Представитель:

(86) **PCT/CN2022/096161**

**Зуйков С.А. (RU)**

(87) **WO 2023/060906 2023.04.20**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:

(56) **CN-A-113354501**

**ЧЖЭЦЗЯН КОМИ  
ИНВАЙРОНМЕНТ ТЕХНОЛОДЖИ  
КО., ЛТД (CN)**

**CN-A-113845939**

**CN-A-104177214**

**CN-A-105647583**

**CN-A-102382680**

**CN-A-112707787**

**CN-A-112707786**

**JP-A-2007222847**

(57) Изобретение относится к новому способу работы абсорбционно-стабилизационного блока, включающему в себя этапы работы, на которых: S1, на котором осуществляют первичное компримирование жирного газа, S2, на котором осуществляют вторичное компримирование жирного газа, S3, на котором осуществляют операцию абсорбции сухого газа, S4, на котором стабилизируют бензин, и так далее. После выполнения таких операций, как первичное компримирование жирного газа из каталитической фракционирующей установки, ректификация в ректификационной колонне удаления тяжелых компонентов и вторичное компримирование, проводят операцию абсорбции газовой фазы, состоящей преимущественно из C<sub>3</sub>, из верхней части ректификационной колонны удаления тяжелых компонентов и сырого бензина из каталитической фракционирующей установки в абсорбционной колонне, при этом сухой газ в составе неабсорбированных компонентов отводят из верхней части абсорбционной колонны; насыщенное абсорбционное масло из нижней части абсорбционной колонны и жидкая фаза, состоящая преимущественно из C<sub>4</sub>, из нижней части ректификационной колонны удаления тяжелых компонентов поступает в колонну стабилизации для выполнения операции стабилизации. Предлагаемый новый способ работы абсорбционно-стабилизационного блока позволяет заметно снизить энергопотребление абсорбционно-стабилизационного блока за счет ступенчатого компримирования и облегчить дополнительную утилизацию продуктов из абсорбционно-стабилизационного блока. Изобретение также относится к способу полной утилизации продуктов из абсорбционно-стабилизационного блока, позволяющему довести до максимума превращение полезных компонентов в составе стабилизированного бензина, сжиженного газа и сухого газа, полученных в результате выполнения нового способа работы абсорбционно-стабилизационного блока, в высокопеределные химические продукты, например - в пропилен.

**B1**

**048047**

**048047**

**B1**

### Область техники

Изобретение относится к области нефтегазопереработки и, в частности, к новому способу работы абсорбционно-стабилизационного блока и к способу полной утилизации продуктов из него.

### Уровень техники

Абсорбционно-стабилизационный блок представляет собой технологический блок в составе установок каталитического крекинга в нефтегазоперерабатывающей промышленности. Он предназначен для разделения жирного газа и сырого бензина из емкости разделения верхнего газа фракционирующей колонны на сухой газ ( $C_2$  и выше), сжиженный газ ( $C_3$ - $C_4$ ) и стабилизированный бензин с отвечающим определенным критериям давлением паров согласно принципам абсорбции и фракционирования. Оптимизация оборудования и способа работы абсорбционно-стабилизационного блока играет очень важную роль в снижении энергопотребления и повышении КПД каталитического крекинга.

В химической промышленности с каждым годом возрастает спрос на пропилен со стороны сектора производства полипропилена. Предложение мономера пропилена не может удовлетворить спрос, в связи с чем возникает потребность в исследованиях на предмет того, как полностью утилизировать жирный газ и сырой бензин из установок каталитического крекинга, чтобы довести до максимума производство высокоценных химических продуктов. При этом, с учетом всевозрастающих требований к энергосбережению и сокращению выбросов, задача снижения энергопотребления также становится предметом повышенного внимания.

Объемы строительства отечественных установок дегидрогенизации пропана (установок ДГП) растут, однако, с учетом ограниченного количества пропанового сырья и технологических ограничений, бездумное инвестирование в строительство установок ДГП сопряжено с высоким риском. Для смягчения ограничений, связанных с пропановым сырьем и рискованностью установок ДГП, возникает потребность в проведении исследований на предмет того, как можно полностью утилизировать жирный газ и сырой бензин из установок каталитического крекинга.

### Сущность изобретения

Для преодоления недостатков известных технических решений, в изобретении предложен новый способ полной утилизации продуктов из абсорбционно-стабилизационного блока, позволяющий значительно снизить энергопотребление системы и полностью утилизировать жирный газ и сырой бензин из установки каталитического крекинга после абсорбции-стабилизации и, тем самым, довести до максимума производство высокоценных химических продуктов.

Для достижения указанных целей, в настоящем изобретении предложено следующее техническое решение:

Новый способ полной утилизации продуктов из абсорбционно-стабилизационного блока, включающий в себя нижеследующие этапы, на которых:

S1, на котором осуществляют первичное компримирование жирного газа: компримируют жирный газ из каталитической фракционирующей установки посредством первого компрессора до давления  $0,6 \pm 0,2$  МПа, причем скомпримированный жирный газ подают непосредственно в колонну удаления тяжелых компонентов для разделения ректификацией; конденсируют фракцию верхнего погона колонны удаления тяжелых компонентов и подвергают разделению на газ и жидкость в первой дефлегмационной емкости с получением жидкой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$  и  $C_4$ , и газовой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$ , причем часть жидкой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$  и  $C_4$ , дефлегмируют, а другую ее часть выводят в резервуарный парк или в колонну удаления  $C_3$ ;

S2, на котором осуществляют вторичное компримирование жирного газа: вводят газовую фазу, преимущественно содержащую  $C_3$ , из верхней части первой дефлегмационной емкости во впускное отверстие второго компрессора, в котором происходит ее компримирование до  $1,4 \pm 0,3$  МПа посредством второго компрессора; после вторичного компримирования, данную газовую фазу конденсируют и подвергают разделению на газ и жидкость во второй дефлегмационной емкости, при этом отделенную жидкую фазу отводят в колонну удаления  $C_3$ , а газовую фазу подают в нижнюю часть абсорбционной колонны;

S3, на котором проводят операцию абсорбции сухих газов: закачивают сырой бензин из каталитической фракционирующей установки в верхнюю часть абсорбционной колонны, где данный сырой бензин вводят в контакт с газофазными продуктами из нижней части абсорбционной колонны, причем сырой бензин абсорбирует компоненты  $C_3$  и  $C_4$  из газофазных продуктов с образованием насыщенного абсорбционного масла, а неабсорбированные компоненты, то есть сухие газы, отводят из верхней части абсорбционной колонны;

S3-1: перемещают сухие газы с высоким содержанием этилена из верхней части абсорбционной колонны последовательно в теплообменник и нагревательную печь для нагрева, а затем вводят данные сухие газы в реактор с неподвижным слоем, при этом в реакторе с неподвижным слоем происходит превращение олефинов в сухих газах в олефины, преимущественно содержащие  $C_4$ - $C_8$ , при этом все данные олефиновые продукты подают в первый реактор с псевдооживленным слоем;

S4, на котором проводят операцию стабилизации бензина: подают продукты из нижней части ко-

лонны удаления тяжелых компонентов и насыщенное абсорбционное масло из нижней части абсорбционной колонны соответственно в колонну стабилизации, причем фракцию сжиженного газа отбирают из верхней части колонны стабилизации, а бензиновую фракцию отбирают из нижней части колонны стабилизации.

Другим аспектом настоящего раскрытия является способ полной утилизации продуктов абсорбционно-стабилизационного блока, включающий в себя этапы раскрытого выше способа работы абсорбционно-стабилизационного блока; а также нижеследующие этапы, на которых:

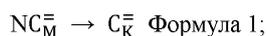
S4-1: перекачивают бензиновую фракцию из нижней части колонны стабилизации в первый реактор с псевдооживленным слоем, причем в первом реакторе с псевдооживленным слоем крекируют олефины в бензиновой фракции и олефиновые продукты с этапа S3-1; катализатор, содержащийся в первом реакторе с псевдооживленным слоем, представляет собой одно из или комбинацию молекулярных сит серий ZSM5, ZSM35, SAPO или MCM; крекированные продукты охлаждают теплообменом перед тем, как ввести их в трехфазный сепаратор; газофазные компоненты, содержащие преимущественно C<sub>3</sub> и C<sub>4</sub>, отводят из верхней части трехфазного сепаратора и объединяют с жирным газом из каталитической фракционирующей установки, после чего возвращают в колонну удаления тяжелых компонентов через первый компрессор; из нижней части трехфазного сепаратора отводят некрекированный бензин, при этом некрекированный бензин подвергают ректификации с последующим выводом в резервуарный парк, причем ароматики дополнительно очищают по технологии сольвентной экстракции с получением мономеров, в частности - бензола, толуола и ксилола;

S4-2: перекачивают сжиженный газ из верхней части колонны стабилизации в колонну удаления C<sub>3</sub>, причем содержащую C<sub>3</sub> газовую фазу отводят из верхней части колонны удаления C<sub>3</sub>, а содержащую C<sub>4</sub> фракцию отводят из нижней части колонны удаления C<sub>3</sub>; содержащую C<sub>3</sub> газовую фазу перекачивают в колонну удаления C<sub>2</sub> после ее конденсации, причем содержащую C<sub>2</sub> фракцию отводят из верхней части колонны удаления C<sub>2</sub>, смешивают с сухим газом, а затем подают в реактор с неподвижным слоем этапа S3-1; содержащую C<sub>3</sub> жидкую фазу, а именно - смесь пропана с пропиленом, отводят из нижней части колонны удаления C<sub>2</sub>; данную содержащую C<sub>3</sub> жидкую фазу делят на два потока, причем один подают в колонну выделения пропилена под высоким давлением, а другой подают в первую колонну выделения пропилена под низким давлением, или данную содержащую C<sub>3</sub> жидкую фазу делят на три потока, подаваемые соответственно в колонну выделения пропилена под высоким давлением, первую колонну выделения пропилена под низким давлением и вторую колонну выделения пропилена под низким давлением, при этом продуктами операции выделения в каждой из колонн являются высокочистый пропан и пропилен; температура в верхней части колонны выделения пропилена под высоким давлением на 3-15°C выше температуры в нижней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением; температура в верхней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением на 3-15°C выше температуры в нижней части второй колонны выделения пропилена под низким давлением; рабочее давление колонны выделения пропилена под высоким давлением составляет 2,6±0,6 МПа, температура в нижней части колонны составляет 60-100°C, а температура в верхней части колонны составляет 55-80°C; рабочее давление первой колонны выделения пропилена под низким давлением составляет 1,6±0,4 МПа, температура в нижней части колонны составляет 50-75°C, а температура в верхней части колонны составляет 35-60°C; рабочее давление второй колонны выделения пропилена под низким давлением составляет 0,6±0,3 МПа, температура в нижней части колонны составляет 20-45°C, а температура в верхней части колонны составляет 5-25°C;

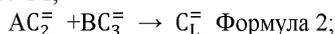
S4-3: перекачивают содержащую C<sub>4</sub> фракцию из нижней части колонны удаления C<sub>3</sub> в блок риформинга C<sub>4</sub>, оснащенный реактором предварительной обработки и колонной каталитической ректификации; катализатор, которым наполнен реактор предварительной обработки, представляет собой комбинацию из одного или нескольких типов молекулярных сит серий ZSM5, ZSM35 или MCM; после обработки содержащей C<sub>4</sub> смеси последовательно в реакторе предварительной обработки и колонне каталитической ректификации, бутан отводят из верхней части колонны каталитической ректификации, а бутеновые продукты конверсии отводят из нижней части колонны каталитической ректификации, причем бутеновые продукты конверсии впоследствии подают во второй реактор с псевдооживленным слоем для дальнейшего крекирования с получением газофазных компонентов, содержащих преимущественно C<sub>3</sub> и C<sub>4</sub>, причем второй реактор с псевдооживленным слоем наполнен катализатором, являющимся комбинацией одного или нескольких типов молекулярных сит серий ZSM5, ZSM35, SAPO или MCM, при этом газофазный компонент также объединяют с жирным газом из каталитической фракционирующей установки и возвращают в колонну удаления тяжелых компонентов через первый компрессор.

В еще одном варианте осуществления данного технического решения рабочее давление колонны удаления тяжелых компонентов составляет 0,6±0,2 МПа, температура в нижней части колонны составляет 60-180°C, а температура в верхней части колонны составляет 40-70°C. Согласно дополнительным техническим решениям, температура реакции в реакторе с неподвижным слоем составляет 300-500°C, давление реакции составляет 0,3-3,0 МПа, а объемная скорость составляет 0,1-10 ч<sup>-1</sup>. Кроме того, реактор с неподвижным слоем работает в условиях газовой фазы, при этом степень конверсии олефинов составля-

ет более 85 мол.%. Основные реакции в реакторе с неподвижным слоем описываются нижеследующими Формулой 1 или Формулой 2:



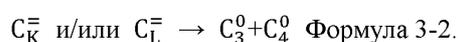
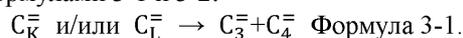
где N=2, 3 или 4; M=2 или 3; K=N\*M;



где A=1, 2 или 3; B=1, 2 или 3;

A+B≤4; L=A\*2+B\*3.

Согласно дополнительным техническим решениям, температура реакции в первом реакторе с псевдооживленным слоем составляет 350-650°C, давление реакции составляет 0,05-1,0 МПа, а объемная скорость составляет 1-30 ч<sup>-1</sup>. Температура реакции во втором реакторе с псевдооживленным слоем составляет 300-550°C, давление реакции составляет 0,01-1,0 МПа, а объемная скорость составляет 10-50 ч<sup>-1</sup>. Реакции крекинга в первом и втором реакторах с псевдооживленным слоем демонстрируют значительную селективность, а именно - селективность 1: выход сухого газа в крекированных продуктах не превышает 0,5%; селективность 2: высокий выход пропана и бутана, низкий выход пропилена и бутилена, причем в этом случае один из реакторов наполнен катализатором серии ZSM35, а другой наполнен комбинацией молекулярных сит серий ZSM35, MCM и SAPO; селективность 3: высокий выход пропилена и бутилена, низкий выход пропана и бутана, причем в этом случае один из реакторов наполнен катализатором серии ZSM5, а другой наполнен комбинацией молекулярных сит серий ZSM5, SAPO или MCM. Основные реакции крекинга описываются Формулами 3-1 и 3-2:



Согласно дополнительным техническим решениям, отношение расхода подачи содержащей C<sub>3</sub> жидкой фазы в колонне выделения пропилена под высоким давлением к расходу подачи содержащей C<sub>3</sub> жидкой фазы в колонне выделения пропилена под низким давлением составляет 0,5 - 2,0:1.

Кроме того, согласно дополнительным техническим решениям, колонна выделения пропилена под высоким давлением и колонна выделения пропилена под низким давлением работают в режиме тепловой связи, то есть масляный газ из верхней части колонны выделения пропилена под высоким давлением служит источником тепла для ребойлера первой колонны выделения пропилена под низким давлением. В отличие от традиционной технологии выделения пропилена с одной колонной, данная конфигурация позволяет обеспечить эффект энергосбережения величиной не менее 40%. Другие дополнительные технические решения предусматривают эксплуатацию с тремя колоннами в режиме тепловой связи: колонной выделения пропилена под высоким давлением, первой колонной выделения пропилена под низким давлением и второй колонной выделения пропилена под низким давлением (не показана на схеме), при которой масляный газ из верхней части колонны выделения пропилена под высоким давлением служит источником тепла для ребойлера первой колонны выделения пропилена под низким давлением, а масляный газ из верхней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением служит источником тепла для ребойлера второй колонны выделения пропилена под низким давлением для дополнительного повышения эффекта энергосбережения.

Согласно дополнительным техническим решениям, в блоке риформинга C<sub>4</sub>, температура реакции в реакторе предварительной обработки составляет 30-300°C, давление реакции составляет 0,05-6,0 МПа, а объемная скорость составляет 0,1-10 ч<sup>-1</sup>. Блок риформинга C<sub>4</sub> работает в условиях жидкой фазы, при этом степень конверсии олефинов составляет более 90 мол.%. Рабочее давление колонны каталитической ректификации составляет 0,6±0,3 МПа, с температурой в нижней части 60-200°C и температурой в верхней части 30-70°C. В блоке риформинга C<sub>4</sub>, олефиновые компоненты C<sub>4</sub> проходят селективные реакции конверсии в реакторе предварительной обработки, описываемые Формулой 4:



где N=2, 3 или 4; а K=N\*4.

Полезные эффекты раскрываемого изобретения:

В настоящем раскрытии предложен новый способ работы абсорбционно-стабилизационного блока, значительно сокращающий энергопотребление абсорбционно-стабилизационного блока за счет ступенчатого компримирования, что облегчает дополнительную утилизацию продуктов из абсорбционно-стабилизационного блока.

Способ полной утилизации продуктов из предлагаемого абсорбционно-стабилизационного блока позволяет довести до максимума превращение полезных компонентов, содержащихся в стабилизированном бензине, сжиженном газе и сухих газах, полученных в результате выполнения способа работы абсорбционно-стабилизационного блока, в высокопеределные химические продукты, например - в пропилен. Данное превращение достигается в результате проведения реакций крекинга и конверсии в таких функциональных блоках, как реактор с неподвижным слоем, первый реактор с псевдооживленным слоем, второй реактор с псевдооживленным слоем, реактор предварительной обработки и колонна каталитической ректификации, и относящихся к ним операций разделения.

### Краткое описание чертежей

Фиг. 1 - схема последовательности предлагаемого способа работы абсорбционно-стабилизационного блока.

Фиг. 2 - схема последовательности этапов S3-1 и S4-1 предлагаемого способа полной утилизации продуктов абсорбционно-стабилизационного блока.

Фиг. 3 - схема последовательности этапа S4-2 предлагаемого способа полной утилизации продуктов абсорбционно-стабилизационного блока.

Фиг. 4 - схема последовательности этапа S4-3 предлагаемого способа полной утилизации продуктов абсорбционно-стабилизационного блока.

На данных фигурах изображены: колонна T1 удаления тяжелых компонентов, колонна T2 стабилизации, абсорбционная колонна T3, реактор R1 с неподвижным слоем, первый реактор R2 с псевдооживленным слоем, второй реактор R3 с псевдооживленным слоем, нагреватель L1, первый компрессор C1, второй компрессор C2, первая дефлегмационная емкость G1, вторая дефлегмационная емкость G2, третья дефлегмационная емкость G3, четвертая дефлегмационная емкость G4, пятая дефлегмационная емкость G5, шестая дефлегмационная емкость G6, седьмая дефлегмационная емкость G7, трехфазный сепаратор F1, колонна T4 удаления C<sub>3</sub>, колонна T5 удаления C<sub>2</sub>, колонна T6 выделения пропилена под высоким давлением, первая колонна T7 выделения пропилена под низким давлением, реактор R4 предварительной обработки, колонна T8 каталитической ректификации, 1-й насос P1, 2-й насос P2, 3-й насос P3, 4-й насос P4, 5-й насос P5, 6-й насос P6, 7-й насос P7, 8-й насос P8, 9-й насос P9, 10-й насос P10 и 11-й насос P11.

### Осуществление изобретения

Нижеследующее описание приводится для того, чтобы специалисты в данной области техники могли реализовать изобретение.

#### Вариант осуществления 1

Представленные на фиг. 1-4 способ работы абсорбционно-стабилизационного блока и способ полной утилизации продуктов из него по данному варианту осуществления включают в себя, в частности, нижеследующие этапы.

S1, на котором осуществляют первичное компримирование жирного газа: осуществляют первичное компримирование жирного газа из каталитической фракционирующей установки посредством первого компрессора C1 с подъемом давления до 0,6 МПа; сжатый жирный газ вводят непосредственно в колонну T1 удаления тяжелых компонентов для разделения ректификацией; рабочее давление колонны T1 удаления тяжелых компонентов составляет 0,6 МПа, с температурой в нижней части 120°C и температурой в верхней части 55°C; конденсируют верхнюю фракцию колонны T1 удаления тяжелых компонентов в первой дефлегмационной емкости G1 для отделения газа от жидкости с получением жидкой фазы, содержащей преимущественно C<sub>3</sub>C<sub>4</sub>, и газовой фазы, содержащей преимущественно C<sub>3</sub>; причем часть жидкой фазы, содержащей преимущественно C<sub>3</sub>C<sub>4</sub>, рециркулируют с помощью 1-го насоса P1, а другую ее часть отводят в колонну T4 удаления C<sub>3</sub>.

S2, на котором осуществляют вторичное компримирование жирного газа: газовую фазу, содержащую преимущественно C<sub>3</sub>, отводят из верхней части первой дефлегмационной емкости G1 во впускное отверстие второго компрессора C2, где его давление поднимают до 1,4 МПа посредством второго компрессора C2; после второго подъема давления, данную газовую фазу конденсируют во второй дефлегмационной емкости G2 для отделения газа от жидкости, причем полученную таким образом жидкую фазу подают в колонну T4 удаления C<sub>3</sub> с помощью 2-го насоса P2, а газовую фазу подают в нижнюю часть абсорбционной колонны T3. Ступенчатое компримирование позволяет значительно снизить энергопотребление абсорбционно-стабилизационного блока и облегчить дополнительную утилизацию продуктов абсорбционно-стабилизационного блока.

S3, на котором проводят абсорбцию сухих газов: закачивают сырой бензин из каталитической фракционирующей установки в верхнюю часть абсорбционной колонны T3, где его вводят в контакт с газофазными продуктами, поданными из нижней части абсорбционной колонны T3, осуществляют абсорбцию компонентов C<sub>3</sub> и C<sub>4</sub> из газофазных продуктов; неабсорбированные компоненты, то есть сухие газы, отводят из верхней части абсорбционной колонны T3.

S3-1: перемещают сухие газы, содержащие большое количество этилена, из верхней части абсорбционной колонны T3 последовательно в теплообменник и в нагревательную печь L1 для нагрева, а затем вводят сухие газы в реактор R1 с неподвижным слоем, в котором происходит реакция в условиях газовой фазы, при этом степень конверсии олефинов составляет более 85 мол.%; катализатор, которым наполнен реактор R1 с неподвижным слоем, представляет собой молекулярное сито серии ZSM5; температура реакции в реакторе R1 с неподвижным слоем составляет 400°C, давление реакции составляет 1,5 МПа, а объемная скорость составляет 5 ч<sup>-1</sup>; в реакторе R1 с неподвижным слоем олефины в сухих газах образуют олефины, содержащие преимущественно C<sub>4</sub> - C<sub>8</sub>, и все эти олефиновые продукты подают в первый реактор R2 с псевдооживленным слоем.

S4, на котором осуществляют стабилизацию бензина: продукты из нижней части колонны T1 удаления тяжелых компонентов и насыщенное абсорбционное масло из нижней части абсорбционной ко-

лонны Т3 подают в колонну Т2 стабилизации с помощью 3-го насоса Р3 и 6-го насоса Р6 соответственно; насыщенное абсорбционное масло из нижней части абсорбционной колонны Т3 также может поступать в колонну Т2 стабилизации непосредственно самотеком без необходимости применения 6-го насоса Р6; в верхней части колонны Т2 стабилизации получают фракцию сжиженного газа, а газовую фракцию сжиженного газа конденсируют в конденсаторе, после чего она течет в третью дефлегмационную емкость G3 с последующей перекачкой в колонну Т4 удаления C<sub>3</sub> 4-м насосом Р4; в нижней части колонны Т2 стабилизации получают бензиновую фракцию, которую подают в первый реактор R2 с псевдоожженным слоем с помощью 5-го насоса Р5.

S4-1: перекачивают бензиновую фракцию из колонны Т2 стабилизации в первый реактор R2 с псевдоожженным слоем, где крекируют олефины в бензиновой фракции и олефиновые продукты с этапа S3-1. Катализатор, содержащийся в первом реакторе R2 с псевдоожженным слоем, представляет собой молекулярное сито серии ZSM-5. Температура реакции в первом реакторе R2 с псевдоожженным слоем составляет 500°C, давление реакции составляет 0,15 МПа, а объемная скорость составляет 15 ч<sup>-1</sup>. Крекированные продукты, охлажденные теплообменом, вводят в трехфазный сепаратор F1. Газофазные компоненты, содержащие преимущественно C<sub>3</sub> и C<sub>4</sub>, отводят из верхней части трехфазного сепаратора F1 и объединяют с жирным газом из каталитической фракционирующей установки, после чего возвращают в колонну Т1 удаления тяжелых компонентов через первый компрессор С1. Некрекированный бензин из нижней части трехфазного сепаратора F1 подвергают ректификации, а затем направляют в резервуарный парк, при этом ароматическое содержимое некрекированного бензина может быть дополнительно очищено с получением мономеров, в частности - бензола, толуола и ксилола, по технологии сольвентной экстракции.

S4-2: Сжиженный газ из верхней части колонны Т2 стабилизации перекачивают в колонну Т4 удаления C<sub>3</sub>, причем содержащую C<sub>3</sub> газовую фазу отводят из верхней части колонны Т4 удаления C<sub>3</sub>, а содержащую C<sub>4</sub> фракцию отводят из нижней части колонны Т4 удаления C<sub>3</sub>. Содержащая C<sub>3</sub> газовая фаза после конденсации течет в четвертую дефлегмационную емкость G4 с последующим направлением в колонну Т5 удаления C<sub>2</sub> с помощью 7-го насоса Р7. Содержащую C<sub>2</sub> фракцию отводят из верхней части колонны Т5 удаления C<sub>2</sub> и, после ее нагрева в нагревателе L1 и смешивания с сухим газом, вводят в реактор R1 с неподвижным слоем этапа S3-1. Жидкофазные C<sub>3</sub> - смесь пропана и пропилена - делят на два потока, направляемые соответственно в колонну Т6 выделения пропилена под высоким давлением и первую колонну Т7 выделения пропилена под низким давлением. В результате разделения ректификацией в данных колоннах получают высокочистый пропан и пропилен. Колонна Т6 выделения пропилена под высоким давлением и первая колонна Т7 выделения пропилена под низким давлением находятся в тепловой связи. Иначе говоря, газофазный пропилен из верхней части колонны Т6 высокого давления служит источником тепла для ребойлера в нижней части первой колонны Т7 низкого давления. Газофазный пропиленовый продукт из верхней части колонны Т6 выделения пропилена под высоким давлением применяют в качестве источника тепла, вводят во впускное отверстие ребойлера в нижней части первой колонны Т7 выделения пропилена под низким давлением, а затем, после конденсации, он течет в пятую дефлегмационную емкость G5. В завершение, часть газофазного пропиленового продукта из верхней части колонны Т6 выделения пропилена под высоким давлением рециркулируют в колонну Т6 выделения пропилена под высоким давлением с помощью 8-го насоса Р8, а другую его часть направляют в парк резервуаров пропилена. Часть жидкофазного пропанового продукта из нижней части колонны Т6 выделения пропилена под высоким давлением рециркулируют через ребойлер в нижней части в колонну Т6, а другую его часть направляют в парк резервуаров пропана. Газофазный пропиленовый продукт из верхней части первой колонны Т7 выделения пропилена под низким давлением, после конденсации, течет в шестую дефлегмационную емкость G6, а затем часть его рециркулируют в первую колонну Т7 выделения пропилена под низким давлением с помощью 9-го насоса Р9, а остальную часть направляют в парк резервуаров пропилена. Часть жидкофазного пропанового продукта из нижней части первой колонны Т7 выделения пропилена под низким давлением рециркулируют через ребойлер в нижней части в колонну Т7, а остальную часть направляют в парк резервуаров пропана. Температура в верхней части колонны Т6 выделения пропилена под высоким давлением на 6°C выше температуры в нижней части первой колонны Т7 выделения пропилена под низким давлением. Отношение расхода подачи содержащей C<sub>3</sub> жидкой фазы в колонне Т6 выделения пропилена под высоким давлением к расходу в первой колонне Т7 выделения пропилена под низким давлением составляет 1,1:1. Рабочее давление колонны Т6 выделения пропилена под высоким давлением составляет 2,6 МПа, с температурой в нижней части 74°C и температурой в верхней части 63°C. Рабочее давление первой колонны Т7 выделения пропилена под низким давлением составляет 1,6 МПа, с температурой в нижней части 53°C и температурой в верхней части 40°C. В отличие от традиционной технологии выделения пропилена с одной колонной, колонны выделения пропилена, работающие в режиме тепловой связи согласно настоящему раскрытию, позволяют обеспечить эффект энергосбережения величиной не менее 40%. В качестве дополнительной оптимизации, может быть принята схема выделения пропилена с тремя колоннами, работающими в режиме тепловой связи, для дополнительного повышения эффекта энергосбережения. При такой схеме, газовая фаза из верхней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением служит источником тепла для

ребойлера нижней части второй колонны выделения пропилена под низким давлением. Температура в верхней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением на 3-15°C выше температуры в нижней части второй колонны выделения пропилена под низким давлением. Например, заданное рабочее давление второй колонны выделения пропилена под низким давлением может составлять 0,6 МПа, с температурой в нижней части 35°C и температурой в верхней части 15°C.

S4-3: Содержащую C<sub>4</sub> фракцию из колонны T4 удаления C<sub>3</sub> перекачивают в блок риформинга C<sub>4</sub> 10-м насосом P10, причем блок риформинга C<sub>4</sub> оснащен реактором R4 предварительной обработки и колонной T8 каталитической ректификации. Катализатор, содержащийся в реакторе R4 предварительной обработки, представляет собой молекулярное сито серии MCM. В блоке риформинга C<sub>4</sub> заданы следующие условия реакции: температура 150°C, давление 3,0 МПа и объемная скорость 5 ч<sup>-1</sup>, при этом реакция происходит в условиях жидкой фазы, при этом степень конверсии олефинов составляет более 90 мол.%. Рабочее давление колонны T8 каталитической ректификации составляет 0,6 МПа, с температурой в нижней части 170°C и температурой в верхней части 50°C. В результате обработки содержащей C<sub>4</sub> смеси последовательно в реакторе R4 предварительной обработки и колонне T8 каталитической ректификации, в верхней части колонны T8 получают бутан. Далее полученный бутан конденсируют, после чего он течет в седьмую дефлегмационную емкость G7, из которой часть его рециркулируют в колонну T8 каталитической ректификации с помощью 11-го насоса P11, а другую его часть выводят в парк резервуаров бутана. Бутеновый продукт конверсии отводят из нижней части колонны T8 каталитической ректификации и подают во второй реактор R3 с псевдооживленным слоем, содержащий катализатор на основе молекулярного сита MCM. Реакция во втором реакторе R3 с псевдооживленным слоем происходит в следующих условиях: температура 420°C, давление 0,15 МПа и объемная скорость 30 ч<sup>-1</sup>. Бутеновый продукт конверсии вновь крекируют до газофазных компонентов, содержащих преимущественно C<sub>3</sub> и C<sub>4</sub>, которые аналогичным образом объединяют с жирным газом из каталитической фракционирующей установки и возвращают в колонну T1 удаления тяжелых компонентов через первый компрессор C1. Согласно настоящему раскрытию, проведение реакций крекинга и конверсии, а также относящихся к ним операций разделения в реакторе R1 с неподвижным слоем, первом реакторе R2 с псевдооживленным слоем, втором реакторе R3 с псевдооживленным слоем, реакторе R4 предварительной обработки и колонне T8 каталитической ректификации, позволяет довести до максимума превращение полезных компонентов, содержащихся в стабилизированном бензине, сжиженном газе и сухом газе, полученных в результате применения способа работы абсорбционно-стабилизационного блока, в высокопеределные химические продукты, например - в пропилен.

Рабочие условия и эффекты от обработки по данному варианту осуществления в качестве замены части технических решений, представлены в таблице.

Рабочие условия для Вариантов осуществления 1-1, 1a-1, 1b-1 и 1c-1 являются по существу такими же, как и для Вариантов осуществления 1, 1a, 1b и 1c соответственно. Различие состоит в типе катализатора, содержащегося в первом и втором реакторах R2 и R3 с псевдооживленным слоем, для Вариантов осуществления 1-1, 1a-1, 1b-1 и 1c-1, как указано в таблице.

Номер позиции и наименование		Рабочие условия	Вариант осуществления 1	Вариант осуществления 1a	Вариант осуществления 1b	Вариант осуществления 1c
1	Колонна T1 удаления тяжелых компонентов	Давление в верхней части колонны	0,6 МПа	0,4 МПа	0,8 МПа	0,65 МПа
		Температура в верхней части колонны	55°C	40°C	70°C	60°C
		Температура в нижней части	120°C	100°C	180°C	150°C

		колонны				
2	Реактор R1 с неподвижным слоем	Температура реакции	400°C	300°C	500°C	450°C
		Давление реакции	1,5 МПа	0,3 МПа	3,0 МПа	2,0 МПа
		Объемная скорость	5 ч <sup>-1</sup>	0,1 ч <sup>-1</sup>	10 ч <sup>-1</sup>	2 ч <sup>-1</sup>
		Катализатор	ZSM5	ZSM5	ZSM5	ZSM5
3	Первый реактор R2 с псевдоожиженным слоем	Температура реакции	500°C	350°C	650°C	550°C
		Давление реакции	0,15 МПа	0,05 МПа	0,25 МПа	0,10 МПа
		Объемная скорость	15 ч <sup>-1</sup>	1 ч <sup>-1</sup>	30 ч <sup>-1</sup>	20 ч <sup>-1</sup>
		Катализатор	ZSM5	ZSM5	ZSM5	ZSM5
4	Второй реактор R3 с псевдоожиженным слоем	Температура реакции	420°C	550°C	350°C	500°C
		Давление реакции	0,15 МПа	0,35 МПа	0,05 МПа	0,20 МПа
		Объемная скорость	30 ч <sup>-1</sup>	10 ч <sup>-1</sup>	50 ч <sup>-1</sup>	40 ч <sup>-1</sup>
		Катализатор	MCM	MCM	MCM	MCM
5	Колонна T6 выделения пропилена под высоким давлением	Давление в верхней части колонны	2,6 МПа	2,2 МПа	3,2 МПа	3,0 МПа
		Температура в верхней части колонны	63°C	56°C	74°C	70°C
		Температура в нижней части колонны	74°C	69°C	85°C	82°C
		Отношение к расходу подачи в T7	1,1 : 1	0,8:1	1,5:1	1,3:1
6	Первая колонна T7 выделения пропилена под низким давлением	Давление в верхней части колонны	1,6 МПа	1,2 МПа	2,2 МПа	1,8 МПа
		Температура в верхней части колонны	40°C	35°C	55°C	45°C
		Температура в нижней части колонны	53°C	48°C	66°C	58°C
7	Реактор R4 предварительной обработки	Температура реакции	150°C	30°C	220°C	200°C
		Давление реакции	3,0 МПа	0,05 МПа	6,0 МПа	4,0 МПа
		Объемная скорость	5 ч <sup>-1</sup>	0,5 ч <sup>-1</sup>	10 ч <sup>-1</sup>	7 ч <sup>-1</sup>
		Катализатор	MCM	MCM	MCM	MCM
8	Колонна T8 каталитической ректификации	Давление в верхней части колонны	0,6 МПа	0,3 МПа	0,9 МПа	0,7 МПа
		Температура в	50°C	30°C	70°C	60°C
		верхней части колонны				
		Температура в нижней части колонны	170°C	108°C	210°C	180°C
9	Суммарный выход пропилена (≥%)		40 мол.%	35 мол.%	45 мол.%	37 мол.%
10	Энергосбережение (≥%)		42%	40%	50%	45%
			Вариант осуществления 1-1	Вариант осуществления 1a-1	Вариант осуществления 1b-1	Вариант осуществления 1c-1
11	Катализатор для первого реактора R2 с псевдоожиженным слоем		ZSM35	ZSM35	ZSM35	ZSM35
12	Катализатор для второго реактора R3 с псевдоожиженным слоем		SAPO	SAPO	SAPO	SAPO
13	Суммарный выход пропана и бутана (≥%)		65 мол.%	60 мол.%	70 мол.%	62 мол.%
14	Энергосбережение (≥%)		42%	40%	50%	45%

Как следует из экспериментальных данных, приведенных в таблице, реакции крекинга в первом реакторе R2 с псевдоожиженным слоем и втором реакторе R3 с псевдоожиженным слоем демонстрируют значительную селективность. Согласно предлагаемому способу работы, если катализаторы, содержащиеся в первом реакторе R2 с псевдоожиженным слоем и втором реакторе R3 с псевдоожиженным слоем, представляют собой молекулярные сита серий ZSM5 и MCM соответственно, суммарный выход пропилена составляет не менее 35 мол.%. При этом, если содержащиеся в них катализаторы представляют собой молекулярные сита серий ZSM35 и SAPO соответственно, суммарный выход пропана и бутана со-

ставляет не менее 60 мол.%. Кроме того, предлагаемый способ для абсорбционно-стабилизационного блока и утилизации его продуктов позволяет снизить энергопотребление более чем на 40% по сравнению с известным абсорбционно-стабилизационным блоком и способом утилизации его продуктов.

Согласно второму аспекту, в настоящей заявке предложена абсорбционно-стабилизационная система, могущая включать в себя первый компрессор, первую дефлегмационную емкость, второй компрессор, вторую дефлегмационную емкость, абсорбционную колонну и колонну стабилизации. Первый компрессор служит для первичного компремирования жирного газа из каталитической фракционирующей установки с получением жирного газа под давлением  $0,6\pm 0,2$  МПа. Колонна удаления тяжелых компонентов служит для разделения жирного газа под давлением  $0,6\pm 0,2$  МПа ректификацией с получением верхней фракции колонны удаления тяжелых компонентов. Первая дефлегмационная емкость служит для конденсирования верхней фракции колонны удаления тяжелых компонентов и разделения конденсированной верхней фракции на жидкую фазу, содержащую преимущественно  $C_3$ - $C_4$ , и газовую фазу, содержащую преимущественно  $C_3$ . Вторым компрессором служит для вторичного компремирования газовой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$ , с получением газовой фазы под давлением  $1,4\pm 0,3$  МПа, содержащей преимущественно  $C_3$ . Вторая дефлегмационная емкость служит для конденсирования газовой фазы под давлением  $1,4\pm 0,3$  МПа с получением жидкой фазы и газовой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$ . Абсорбционная колонна выполнена с возможностью применения сырого бензина из каталитической фракционирующей установки для абсорбирования компонентов  $C_3$  и  $C_4$  в газовой фазе, преимущественно содержащей  $C_3$ , с образованием насыщенного абсорбционного масла, с отводом неабсорбированных компонентов, то есть сухих газов, из верхней части абсорбционной колонны. Колонна стабилизации служит для стабилизации продуктов из нижней части колонны удаления тяжелых компонентов и насыщенного абсорбционного масла из нижней части абсорбционной колонны, с отбором фракции сжиженного газа из верхней части колонны стабилизации и отбором бензиновой фракции из нижней части колонны стабилизации.

В одном варианте осуществления второго аспекта абсорбционно-стабилизационная система дополнительно включает в себя реактор с неподвижным слоем, первый реактор с псевдооживленным слоем и трехфазный сепаратор. Реактор с неподвижным слоем служит для проведения реакции олефинов в сухих газах из абсорбционной колонны с получением олефинов, содержащих преимущественно  $C_4 - C_8$ , далее полностью направляемых в первый реактор с псевдооживленным слоем. Первый реактор с псевдооживленным слоем служит для крекирования олефинов, содержащих преимущественно  $C_4 - C_8$ , из реактора с неподвижным слоем и бензиновой фракции из нижней части колонны стабилизации с получением крекированных продуктов. Трехфазный сепаратор служит для разделения данных крекированных продуктов с отведением газовой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$  и  $C_4$ , из верхней части трехфазного сепаратора, ее последующим объединением с жирным газом из каталитической фракционирующей установки и возвратом в колонну удаления тяжелых компонентов через первый компрессор. Некрекированный бензин отводится из нижней части трехфазного сепаратора.

В другом варианте осуществления второго аспекта абсорбционно-стабилизационная система дополнительно включает в себя колонну удаления  $C_3$  и колонну удаления  $C_2$ . В данном варианте осуществления колонна удаления  $C_3$  служит для удаления содержащей  $C_3$  газовой фазы из сжиженного газа в верхней части колонны стабилизации с получением содержащей  $C_3$  газовой фазы в верхней части колонны удаления  $C_3$  и содержащей  $C_4$  фракция в нижней части колонны удаления  $C_3$ . Содержащая  $C_3$  газовая фаза, после конденсации, направляется в колонну удаления  $C_2$ , а содержащая  $C_2$  фракция отводится из верхней части колонны удаления  $C_2$  и в смеси с сухим газом подается в реактор с неподвижным слоем. Жидкофазные  $C_3$  - смесь пропана и пропилена - отводятся из нижней части колонны удаления  $C_2$ .

В еще одном варианте осуществления второго аспекта жидкофазные  $C_3$  из колонны удаления  $C_2$  делятся на два потока, направляемые соответственно в колонну выделения пропилена под высоким давлением и первую колонну выделения пропилена под низким давлением, или делятся на три потока, направляемые соответственно в колонну выделения пропилена под высоким давлением, первую колонну выделения пропилена под низким давлением и вторую колонну выделения пропилена под низким давлением, при этом продуктами операции выделения в каждой из колонн являются высокочистый пропан и пропилен.

В еще одном варианте осуществления второго аспекта абсорбционно-стабилизационная система также включает в себя блок риформинга  $C_4$  и второй реактор с псевдооживленным слоем. Блок риформинга  $C_4$  оснащен реактором предварительной обработки и колонной каталитической ректификации, выполненными с возможностью обработки содержащей  $C_4$  фракции из нижней части колонны удаления  $C_3$ . По завершении обработки последовательно в реакторе предварительной обработки и колонне каталитической ректификации, бутан отводится из верхней части колонны каталитической ректификации, а бутеновые продукты конверсии отводятся из нижней части колонны каталитической ректификации. Вторым реактором с псевдооживленным слоем служит для дальнейшего крекирования данных бутеновых продуктов конверсии до газовой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$  и  $C_4$ , далее возвращаемой в колонну удаления тяжелых компонентов.

В приведенном выше описании кратко изложены базовые принципы, основные признаки и преимущества раскрываемого изобретения. Специалистам в данной области техники должно быть понятно, что раскрываемое изобретение не ограничено описанными выше вариантами осуществления. Приведенные в настоящем документе варианты осуществления и описания служат для того, чтобы проиллюстрировать принципы раскрываемого изобретения, в которое могут быть внесены разнообразные изменения и усовершенствования без отступления от его существа и объема. Данные изменения и усовершенствования включаются в объем раскрываемого изобретения, определенный формулой изобретения.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ полной утилизации продуктов из абсорбционно-стабилизационного блока, включающий нижеследующие этапы:

S1, на котором осуществляют первичное компримирование жирного газа: компримируют жирный газ из каталитической фракционирующей установки посредством первого компрессора до давления  $0,6\pm 0,2$  МПа, причем скомпримированный жирный газ подают непосредственно в колонну удаления тяжелых компонентов для разделения ректификацией; конденсируют фракцию верхнего погона колонны удаления тяжелых компонентов в верхней части колонны удаления тяжелых компонентов и подвергают ее разделению на газ и жидкость в первой дефлегмационной емкости с получением жидкой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$  и  $C_4$ , и газовой фазы, содержащей преимущественно  $C_3$ , причем часть жидкой фазы, содержащей преимущественно  $C_3C_4$ , дефлегмируют, а другую ее часть выводят в резервуарный парк или в колонну удаления  $C_3$ ;

S2, на котором осуществляют вторичное компримирование жирного газа: вводят газовую фазу, преимущественно содержащую  $C_3$ , из верхней части первой дефлегмационной емкости во впускное отверстие второго компрессора, в котором происходит ее компримирование до  $1,4\pm 0,3$  МПа посредством второго компрессора; после вторичного компримирования, конденсируют данную газовую фазу и подвергают ее разделению на газ и жидкость во второй дефлегмационной емкости, при этом отделенную жидкую фазу отводят в колонну удаления  $C_3$ , а газовую фазу направляют в нижнюю часть абсорбционной колонны;

S3, на котором проводят абсорбцию сухих газов: закачивают сырой бензин из каталитической фракционирующей установки в верхнюю часть абсорбционной колонны, где сырой бензин вводят в контакт с газофазными продуктами из нижней части абсорбционной колонны, причем сырой бензин абсорбирует компоненты  $C_3$  и  $C_4$  из газофазных продуктов с образованием насыщенного абсорбционного масла, при этом неабсорбированные компоненты, то есть сухие газы, отводят из верхней части абсорбционной колонны;

S3-1: перемещают сухие газы с высоким содержанием этилена из верхней части абсорбционной колонны последовательно в теплообменник и нагревательную печь для нагрева, а затем вводят данные сухие газы в реактор с неподвижным слоем, при этом в реакторе с неподвижным слоем происходит превращение олефинов в сухих газах в олефины, преимущественно содержащие  $C_4 - C_8$ , при этом все данные олефиновые продукты подают в первый реактор с псевдооживленным слоем;

S4, на котором осуществляют стабилизацию бензина: подают продукты из нижней части колонны удаления тяжелых компонентов и насыщенное абсорбционное масло из нижней части абсорбционной колонны соответственно в колонну стабилизации, причем фракцию сжиженного газа отбирают из верхней части колонны стабилизации, а бензиновую фракцию отбирают из нижней части колонны стабилизации;

S4-1: перекачивают бензиновую фракцию из нижней части колонны стабилизации в первый реактор с псевдооживленным слоем, причем в первом реакторе с псевдооживленным слоем крекируют олефины в бензиновой фракции и олефиновые продукты с этапа S3-1; крекированные продукты охлаждают теплообменом перед тем, как ввести их в трехфазный сепаратор; газофазные компоненты, содержащие преимущественно  $C_3$  и  $C_4$ , отводят из верхней части трехфазного сепаратора и объединяют с жирным газом из каталитической фракционирующей установки, после чего возвращают в колонну удаления тяжелых компонентов через первый компрессор; отводят некрекированный бензин из нижней части трехфазного сепаратора и подвергают некрекированный бензин ректификации с последующим выводом в резервуарный парк, причем ароматики дополнительно очищают по технологии сольвентной экстракции с получением мономеров, в частности - бензола, толуола и ксилола;

S4-2: перекачивают сжиженный газ из верхней части колонны стабилизации в колонну удаления  $C_3$ , при этом содержащую  $C_3$  газовую фазу отводят из верхней части, а содержащую  $C_4$  фракцию отводят из нижней части колонны удаления  $C_3$ ; после конденсации, перекачивают содержащую  $C_3$  газовую фазу в колонну удаления  $C_2$ , причем содержащую  $C_2$  фракцию отводят из верхней части колонны удаления  $C_2$ , смешивают с сухим газом, а затем подают в реактор с неподвижным слоем этапа S3-1; содержащую  $C_3$  жидкую фазу, а именно - смесь пропана с пропиленом, отводят из нижней части колонны удаления  $C_2$ ; данную содержащую  $C_3$  жидкую фазу делят на два потока, причем один поток подают в колонну выделения пропиленов под высоким давлением, а другой поток подают в первую колонну выделения пропиленов.

на под низким давлением, или данную содержащую  $C_3$  жидкую фазу делят на три потока, подаваемые соответственно в колонну выделения пропилена под высоким давлением, первую колонну выделения пропилена под низким давлением и вторую колонну выделения пропилена под низким давлением, при этом продуктами операции выделения в каждой из колонн являются высокочистый пропан и пропилен;

S4-3: перекачивают содержащую  $C_4$  фракцию из нижней части колонны удаления  $C_3$  в блок риформинга  $C_4$ , оснащенный реактором предварительной обработки и колонной каталитической ректификации; после обработки содержащей  $C_4$  смеси последовательно в реакторе предварительной обработки и колонне каталитической ректификации, бутан отводят из верхней части колонны каталитической ректификации, при этом бутеновые продукты конверсии получают из нижней части колонны каталитической ректификации, причем данные бутеновые продукты конверсии впоследствии направляют во второй реактор с псевдооживленным слоем для дальнейшего крекирования с получением газофазных компонентов, содержащих преимущественно  $C_3$  и  $C_4$ , при этом газофазные компоненты объединяют с жирным газом из каталитической фракционирующей установки и возвращают в колонну удаления тяжелых компонентов через первый компрессор.

2. Способ по п.1, в котором рабочее давление колонны удаления тяжелых компонентов составляет  $0,6 \pm 0,2$  МПа, температура в нижней части колонны составляет  $60-180^\circ\text{C}$ , а температура в верхней части колонны составляет  $40-70^\circ\text{C}$ ;

при этом температура реакции в реакторе с неподвижным слоем составляет  $300-500^\circ\text{C}$ , давление реакции составляет  $0,3-3,0$  МПа, а объемная скорость составляет  $0,1-10$  ч<sup>-1</sup>.

3. Способ по п.1, в котором реакция в реакторе с неподвижным слоем происходит в условиях газовой фазы, при этом степень конверсии олефинов составляет более 85 мол. %.

4. Способ по п.1, в котором температура реакции в первом реакторе с псевдооживленным слоем составляет  $350-650^\circ\text{C}$ , давление реакции составляет  $0,05-1,0$  МПа, а объемная скорость составляет  $1-30$  ч<sup>-1</sup>;

при этом температура реакции во втором реакторе с псевдооживленным слоем составляет  $300-550^\circ\text{C}$ , давление реакции составляет  $0,01-1,0$  МПа, а объемная скорость составляет  $10-50$  ч<sup>-1</sup>.

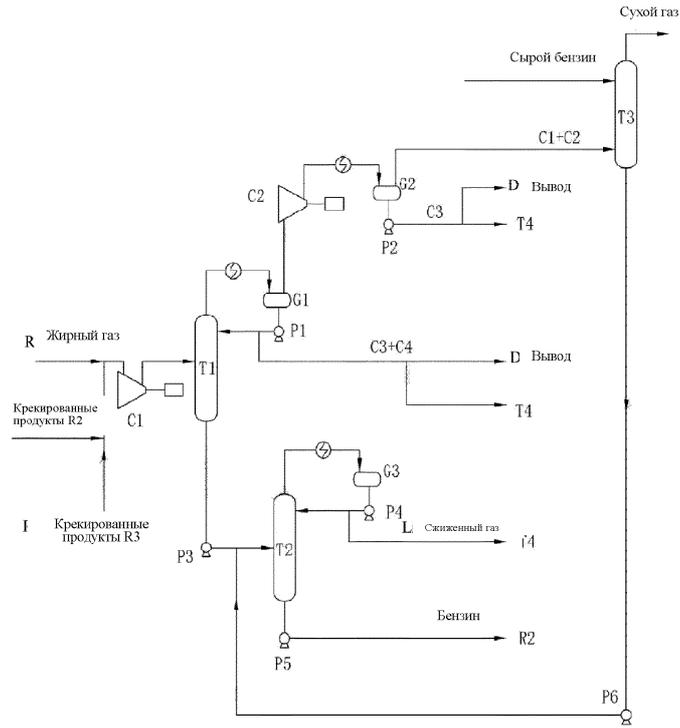
5. Способ по п.1, в котором температура в верхней части колонны выделения пропилена под высоким давлением на  $3-15^\circ\text{C}$  выше температуры в нижней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением; а температура в верхней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением на  $3-15^\circ\text{C}$  выше температуры в нижней части второй колонны выделения пропилена под низким давлением.

6. Способ по п.1, в котором отношение расхода подачи содержащей  $C_3$  жидкой фазы в колонну выделения пропилена под высоким давлением к расходу подачи содержащей  $C_3$  жидкой фазы в колонну выделения пропилена под низким давлением составляет от 0,5:1 до 2,0:1.

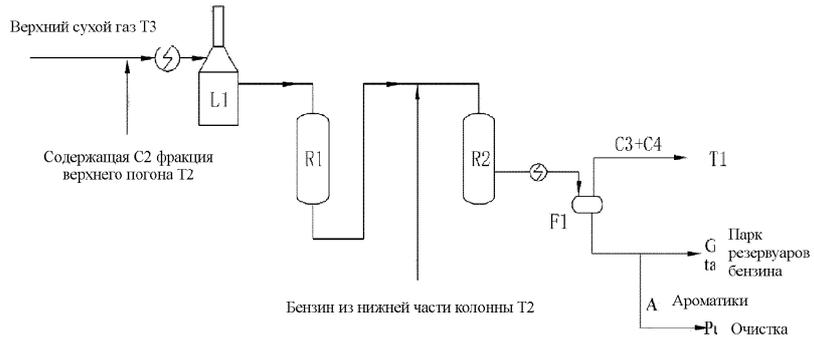
7. Способ по п.1, в котором колонна выделения пропилена под высоким давлением и колонна выделения пропилена под низким давлением находятся в тепловой связи, то есть масляный газ из верхней части колонны выделения пропилена под высоким давлением служит источником тепла для ребойлера в нижней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением; при этом масляный газ из верхней части первой колонны выделения пропилена под низким давлением служит источником тепла для другого ребойлера в нижней части второй колонны выделения пропилена под низким давлением.

8. Способ по п.1, в котором температура реакции в блоке риформинга  $C_4$  составляет  $30-300^\circ\text{C}$ , давление реакции составляет  $0,05-6,0$  МПа, а объемная скорость составляет  $0,1-10$  ч<sup>-1</sup>.

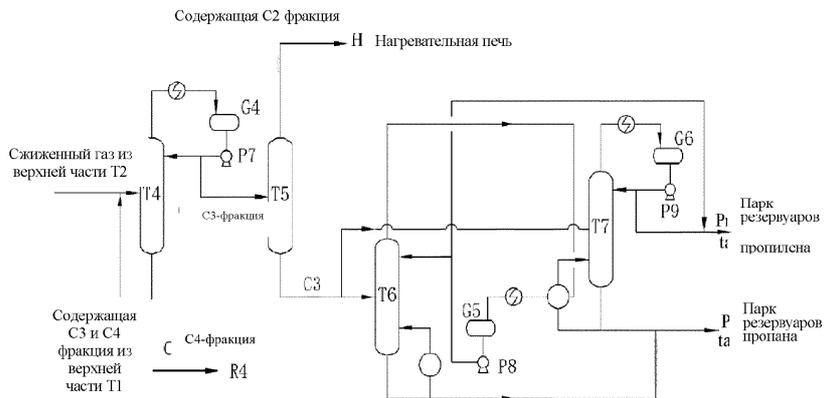
9. Способ по п.1, в котором реакция в блоке риформинга  $C_4$  происходит в условиях жидкой фазы, при этом степень конверсии олефинов составляет более 90 мол. %.



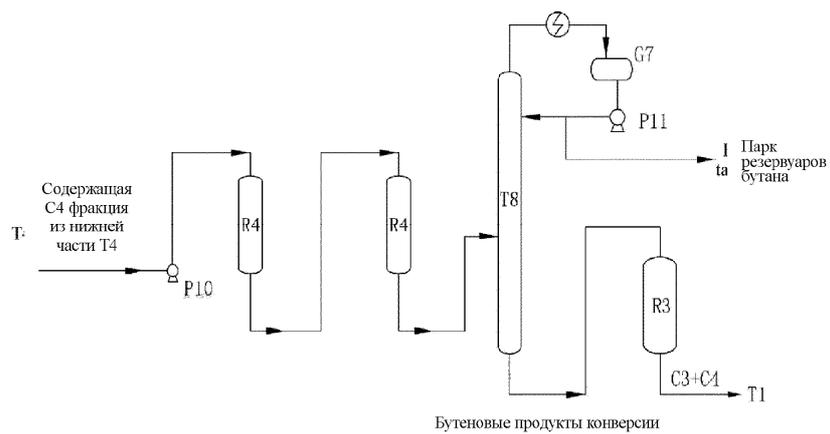
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4

