

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(21) 202292601 (13) A1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ

(43) Дата публикации заявки
2022.11.07(22) Дата подачи заявки
2021.03.11(51) Int. Cl. C07C 1/20 (2006.01)
C07C 11/00 (2006.01)
B01J 29/85 (2006.01)
B01J 29/90 (2006.01)

(54) СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ НИЗШИХ ОЛЕФИНОВ ИЗ ОКСИГЕНАТОВ

(31) 202010173926.6; 202010173939.3

(32) 2020.03.13

(33) CN

(86) PCT/CN2021/080114

(87) WO 2021/180150 2021.09.16

(71) Заявитель:

ЧАЙНА ПЕТРОЛЕУМ ЭНД
КЕМИКАЛ КОРПОРЕЙШН;
ШАНХАЙ РЕСЕРЧ ИНСТИТЮТ
ОФ ПЕТРОКЕМИКАЛ
ТЕКНОЛОДЖИ, СИНОПЕК (CN)

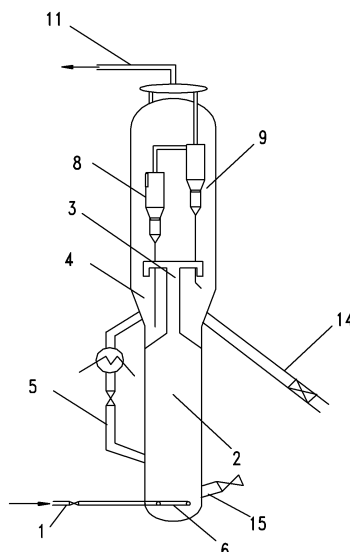
(72) Изобретатель:

Ци Гочжэнь, Цао Цзин, Ли Сяохун,
Ван Хунтао, Цзинь Юнмин, Гао Пань
(CN)

(74) Представитель:

Медведев В.Н. (RU)

(57) Изобретение относится к способу получения низших олефинов из оксигенатов, включающему стадии контактирования исходного сырья, содержащего оксигенаты, с молекулярно-ситовым катализатором в реакционной зоне с псевдооживленным слоем в эффективных условиях, с образованием продукта, содержащего этилен и/или пропилен; эффективные условия включают то условие, что в реакционной зоне с псевдооживленным слоем массу катализаторов, имеющих различные количества осажденного кокса в расчете на массу молекулярного сита в катализаторах, регулируют так, чтобы получить следующие соотношения относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем: катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3 до менее чем 5 мас.%, составляет 10-70 мас.%, предпочтительно 15-60, 20-50 или 30-45 мас.%, относительно общей массы катализаторов; катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5 до 10 мас.%, составляет 10-88 мас.%, предпочтительно 15-80, 20-70 или 30-60 мас.%, относительно общей массы катализаторов.



A1

202292601

202292601

A1

ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

2420-575511EA/071

СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ НИЗШИХ ОЛЕФИНОВ ИЗ ОКСИГЕНАТОВ

Область техники, к которой относится изобретение

Изобретение относится к способу получения низших олефинов с помощью использования оксигенатов.

Уровень техники

Низшие олефины включают в основном этилен и пропилен, которые являются двумя важными основными видами химического сырья, и потребность в низших олефинах непрерывно увеличивается. Как правило, этилен и пропилен получают в результате нефтепереработки, но стоимость производства этилена и пропилена из нефтяных ресурсов растет из-за ограниченных поставок и высокой цены на нефтяные ресурсы. В последние годы активно развиваются технологии получения этилена и пропилена с помощью конверсии сырьевых материалов, заменяющих нефть. Среди прочего, важным альтернативным сырьем для получения низших олефинов являются оксигенаты, такие как спирты (метанол и этанол), простые эфиры (диметиловый эфир и метилэтиловый эфир), сложные эфиры (диметилкарбонат и метилформиат) и тому подобное, которые могут быть получены конверсией из таких источников энергии, как уголь, природный газ и биомасса. Некоторые оксигенаты, например метанол, получают в более широком масштабе из угля или природного газа, в рамках хорошо зарекомендовавшего себя способа, который может быть масштабирован до миллионов тонн. Благодаря широкому диапазону оксигенатных источников, наряду с экономичностью процессов конверсии в низшие олефины, процессы конверсии оксигенатов в олефины (ОТО), в частности конверсии метанола в олефины (МТО), привлекают все большее внимание.

В документе US4499327 содержатся подробные исследования по применению кремнийалюмофосфатного молекулярно-ситового катализатора в процессе получения олефинов путем конверсии метанола и предлагается SAPO-34 в качестве предпочтительного катализатора для процесса МТО. Катализатор SAPO-34 обладает высокой селективностью и активностью в отношении низших олефинов и может гарантировать, что продолжительность реакции конверсии метанола в низшие олефины составляет менее 10 с, достигая даже диапазона продолжительности реакции в лифт-реакторе.

В документе US 6166282 описывается технология и реактор для конверсии метанола в низшие олефины, где используется реактор с быстрым псевдоожженным слоем, в котором, после того, как газовая фаза прореагирует в зоне реакции с плотной фазой, имеющей более низкую скорость газа, газовая фаза поднимается в зону быстрого разделения, имеющую значительно меньший внутренний диаметр, и специальное устройство для разделения газа и твердого вещества используется преимущественно для отделения большей части увлеченных катализаторов. Поскольку газообразный продукт и катализатор быстро разделяются после реакции, возникновение вторичной реакции

эффективно предотвращается. С помощью имитационного расчета можно увидеть, что по сравнению с традиционным барботажным реактором с псевдоожиженным слоем внутренний диаметр реактора с быстрым псевдоожиженным слоем и требуемый запас катализатора значительно снижаются. Выход по углероду низшего олефина в способе обычно составляет примерно 77%.

В документе CN101328103A описывается способ конверсии метанола или простого диметилового эфира в низшие олефины, который включает подачу сырьевого материала метанола или простого диметилового эфира в реакционную зону реактора с псевдоожиженным слоем, и контактирование сырьевого материала с катализатором, содержащим кремнийалюмофосфатное молекулярное сито; при этом средняя плотность реакционной зоны составляет 20-300 кг/м³, и среднее количество осажденного кокса на катализаторе в реакционной зоне составляет 1,5-4,5% масс., в условиях манометрического давления 0,05-1 МПа, средней температуры реакционной зоны 450-550 °С и средней поверхностной скорости газа в реакционной зоне 0,8-2,0 м/с. Селективность по углероду низших олефинов достигает 81,51% масс.

Однако в связи с растущим на рынке спросом на этилен и пропилен предъявляются более высокие требования к технологии производства низших олефинов.

Сущность изобретения

Авторы изобретения обнаружили, что в процессе конверсии оксигенатов (особенно метанола) в низшие олефины известного уровня техники требуется определенное количество осажденного кокса для обеспечения высокой селективности к низшим олефинам. В реакторе с псевдоожиженным слоем существует циркуляция катализатора между зонами реакции и регенерации, благодаря чему в реакционной зоне неизбежно существует проблема, связанная со смешиванием множества частиц (кусочков) катализаторов, , тогда как количество осажденного кокса на катализаторах в реакционной зоне фактически представляет собой среднее значение, при этом качество смешивания катализаторов с низким и высоким количеством осажденного кокса имеет решающее значение для повышения селективности по низшим олефинам.

На основе этого открытия авторы настоящего изобретения дополнительно обнаружили, что эффективность реакции сырьевого материала на катализаторах с различной величиной осаждения кокса сильно различается. В частности, когда катализатор имеет количество осажденного кокса менее 3% масс., селективность к низшим олефинам значительно снижается, и в то же время для катализатора необходимо, чтобы количество осажденного кокса составляло менее 3% масс., чтобы обеспечить высокую конверсию исходного сырья. Эффективный способ устранения данного противоречия заключается в регулировании содержания катализатора с низким количеством осажденного кокса и его распределения в реакционной зоне, и соответствующем регулировании концентрации катализатора в реакционной зоне, что может обеспечить как высокую конверсию метанола, так и высокую селективность к низшим олефинам. Кроме того, авторы изобретения неожиданно обнаружили, что

эффективное регулирование различия в количествах осажденного кокса смешанных катализаторов в реакционной зоне имеет решающее значение для достижения желаемого технического эффекта.

Настоящее изобретение было осуществлено на основе этих открытий.

В частности, настоящее изобретение предлагает, например, следующие варианты осуществления:

1. Способ получения низших олефинов из оксигенатов, включающий стадии контактирования исходного сырья, содержащего оксигенаты, с молекулярно-ситовым катализатором в реакционной зоне с псевдооживленным слоем в эффективных условиях, для образования продукта, содержащего этилен и/или пропилен;

эффективные условия включают то условие, что в реакционной зоне с псевдооживленным слоем массы катализаторов, имеющих различные количества осажденного кокса в расчете на массу молекулярного сита в катализаторе, регулируют так, чтобы получить следующие соотношения относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем:

массовая доля катализатора, имеющего количество осажденного кокса менее 3% масс., составляет 1-20% масс., предпочтительно 1-15% масс., 1,5-10% масс. или 2-5% масс., относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем;

катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составляет 10-70% масс., предпочтительно 15-60% масс., 20-50% масс. или 30-45% масс., относительно общей массы катализаторов;

катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составляет 10-88% масс., предпочтительно 15-80% масс., 20-70% масс. или 30-60% масс., относительно общей массы катализаторов.

2. Способ варианта 1 осуществления, в котором отношение объема газовой фазы в реакционной зоне с псевдооживленным слоем к объему всего катализатора в реакционной зоне с псевдооживленным слоем составляет от 1 до 15, предпочтительно от 5 до 12.

3. Способ варианта 1 или варианта 2 осуществления, в котором исходное сырье подается через распределитель в реакционную зону реактора с псевдооживленным слоем, при этом количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высот от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя варьируются таким образом, чтобы иметь максимальное различие менее 8% масс., предпочтительно менее 5% масс. или менее 3% масс.

4. Способ варианта 3 осуществления, в котором количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высот от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя варьируются таким образом, чтобы иметь максимальное различие более 0,1% масс.

5. Способ получения низших олефинов из оксигенатов, включающий стадии: контактирования исходного оксигенатного сырья с молекулярно-ситовым катализатором в

реакционной зоне с псевдооживленным слоем в эффективных условиях, с образованием продукта, содержащего этилен и/или пропилен;

в котором исходное сырье подается в реакционную зону реактора с псевдооживленным слоем через распределитель, при этом количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высот от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя варьируют таким образом, чтобы иметь максимальное различие менее 8% масс., предпочтительно менее 5% масс. или менее 3% масс.

6. Способ варианта 5 осуществления, в котором количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высот от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя варьируются таким образом, чтобы иметь максимальное различие более 0,1% масс.

7. Способ варианта 5 или варианта 6 осуществления, в котором эффективные условия заключаются в том, что в реакционной зоне с псевдооживленным слоем массу катализаторов, имеющих различные количества осажденного кокса, регулируют в расчете на массу молекулярного сита в катализаторах, чтобы получить следующие соотношения относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем:

массовая доля катализатора, имеющего количество осажденного кокса менее 3% масс., составляет 1-20% масс., предпочтительно 1-15% масс., 1,5-10% масс. или 2-5% масс., относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем;

катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составляет 10-70% масс., предпочтительно 15-60% масс., 20-50% масс. или 30-45% масс., относительно общей массы катализаторов;

катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составляет 10-88% масс., предпочтительно 15-80% масс., 20-70% масс. или 30-60% масс., относительно общей массы катализаторов.

8. Способ варианта 7 осуществления, в котором отношение объема газовой фазы в реакционной зоне с псевдооживленным слоем к объему всего катализатора в реакционной зоне с псевдооживленным слоем составляет от 1 до 15, предпочтительно от 5 до 12.

9. Способ по любому из предшествующих вариантов осуществления, в котором исходное оксигенатное сырье содержит метанол.

10. Способ по любому из предшествующих вариантов осуществления, в котором молекулярное сито представляет собой кремнийалюмофосфатное молекулярное сито, предпочтительно SAPO-18, SAPO-34, SAPO-5, или их сочетание.

11. Способ по любому из предшествующих вариантов осуществления, в котором реакционная зона с псевдооживленным слоем выполнена в виде плотнофазного псевдооживленного слоя, турбулентного псевдооживленного слоя или быстрого псевдооживленного слоя, предпочтительно быстрого псевдооживленного слоя.

12. Способ по любому из предшествующих вариантов осуществления, в котором эффективные условия также включают: температуру реакции 400-550 °C, и давление

реакции 0-1 МПа изб.

13. Способ по любому из предшествующих вариантов осуществления, в котором различие в количествах осажженного кокса между отработанным катализатором и регенерированным катализатором составляет не более 7% масс., предпочтительно не более 6% масс., более предпочтительно не более 5% масс.

14. Способ по любому из предшествующих вариантов осуществления, в котором катализатор, имеющий количество осажженного кокса менее 3% масс., равномерно распределен в пределах реакционной зоны с псевдооживленным слоем.

15. Способ по любому из предшествующих вариантов осуществления, в котором газовая фаза и катализатор в пределах реакционной зоны с псевдооживленным слоем быстро разделяются с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдооживленным слоем.

Предпочтительно, в соответствии с иллюстративным вариантом осуществления настоящего изобретения, нижняя часть реакционной зоны предусмотрена с выходом наклонной линии регенерации, выход наклонной линии регенерации предусмотрен с распределителем катализатора, и распределитель катализатора расположен по существу горизонтально вдоль радиального направления реакционной зоны.

16. Способ по любому из вариантов 3-15 осуществления, в котором отработанный катализатор образуется в результате дезактивации катализатора в реакционной зоне, отработанный катализатор вводят в регенератор по наклонной линии для осуществления регенерации с образованием регенерированного катализатора, и регенерированный катализатор возвращают в реакционную зону с псевдооживленным слоем по наклонной линии регенерации; при этом отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулируют так, чтобы оно составляло 0,01-1, предпочтительно 0,05-0,5 и более предпочтительно 0,07-0,3; и количество осажженного кокса на регенерированном катализаторе составляет 0-5% масс., предпочтительно 0,05-3% масс., более предпочтительно 0,5-2% масс.

17. Реактор с псевдооживленным слоем для осуществления способа по любому из предшествующих вариантов осуществления для получения низших олефинов из оксигенатов, содержащий:

реакционную зону для приема исходного метанольного сырья и контактирования его с катализатором с получением олефинового продукта, при этом катализатор в процессе осуществления способа по меньшей мере частично дезактивируется с образованием отработанного катализатора;

устройство быстрого разделения газа и твердого вещества для отделения отработанного катализатора из реакционной зоны;

циклонный сепаратор, предназначенный для приема газофазного продукта, отделенного устройством быстрого разделения газа и твердого вещества, и части отработанного катализатора, не отделенного устройством быстрого разделения газа и твердого вещества, для осуществления вторичного отделения;

зону удаления для приема отработанного катализатора из опускной трубы циклона;
и

внешнюю наклонную линию циркуляции для катализатора для возврата по меньшей мере части удаленного отработанного катализатора из зоны удаления в нижнюю часть реакционной зоны.

Описание чертежей

На фиг.1 приведена принципиальная схема реактора с псевдооживленным слоем в соответствии со способом настоящего изобретения.

На фиг.1:

- 1 обозначает трубопровод для подачи исходного сырья в реактор;
- 2 обозначает реакционную зону реактора;
- 3 обозначает зону быстрого разделения газа и твердого вещества;
- 4 обозначает зону удаления;
- 5 обозначает внешнюю наклонную линию циркуляции реактора;
- 6 обозначает распределитель исходного сырья;
- 8 обозначает циклонный сепаратор газа и твердого вещества реактора;
- 9 обозначает зону разделения реактора;
- 11 обозначает линию выпуска газового продукта;
- 14 обозначает наклонную линию отработанного продукта;
- 15 обозначает наклонную линию регенерации;

Технические эффекты

Согласно способу настоящего изобретения может быть обеспечена не только высокая конверсия сырьевых материалов, но также может быть обеспечена высокая селективность к низшим олефинам, при этом селективность к низшим олефинам может достигать 84% или более.

Варианты осуществления изобретения

Настоящее изобретение будет более подробно проиллюстрировано ниже, однако, следует понимать, что объем настоящего изобретения не ограничивается вариантами осуществления, но определяется прилагаемой формулой изобретения.

Все публикации, патентные заявки, патенты и ссылки на другие источники, упомянутые в данном описании, включены в настоящий документ посредством ссылки во всей своей полноте. Если не определено иное, все технические и научные термины, употребляемые в настоящем документе, имеют такое же значение, какое обычно понимается специалистом в области техники, к которой принадлежит данное изобретение. В случае противоречия, настоящее описание, включающее определения, будет иметь преимущество.

Когда в настоящем описании упоминается материал, вещество, способ, стадия, устройство или компонент и т.д. с производными словами «известный специалистам в данной области», «известный уровень техники» или тому подобное, производный термин предполагает охват того, что традиционно применяется в области настоящей заявки, но

также охватывает и то, что в настоящее время не известно, но станет известно в данной области техники как подходящее для применения в аналогичных целях.

В контексте данного описания термин «главным образом», «примерно» или тому подобное предназначен для обозначения того, что отклонение, такое как в пределах $\pm 10\%$, в пределах $\pm 5\%$, в пределах $\pm 1\%$, в пределах $\pm 0,5\%$ или в пределах $\pm 0,1\%$, принимается как допустимое или разумное для любого специалиста в данной области.

В контексте настоящего описания термин «реакционная зона» используется применительно к реактору с псевдоожиженным слоем. Желательно, чтобы реактор с псевдоожиженным слоем включал в себя реакционную зону, зону приема и зону разделения. «Зона приема» представляет собой зону в реакторе, через которую подают исходное сырье и катализатор. «Реакционная зона» представляет собой зону в реакторе, где сырье контактирует с катализатором в условиях, эффективных для конверсии оксигената сырья в низшие олефиновые продукты. «Зона разделения» представляет собой зону в реакторе, где катализатор и любые другие твердые вещества внутри реактора отделяются от продукта. Как правило, реакционная зона расположена между зоной приема и зоной разделения.

В контексте данного описания термин «газовая фаза» включает в себя одно или более из сырьевого метанола, который испаряется при нагревании, разбавляющий газ (например, водяной пар) и продукты реакции в газовой фазе (такие как низшие олефины, C4 углеводороды и т.д.).

В контексте данного описания следует отметить, что остальной объем реакционной зоны, исключая объем, занимаемый газовой фазой, представляет собой объем катализатора. Отношение объема газовой фазы к объему катализатора указывает на объемную долю твердых частиц катализатора в двухфазной смеси газ/твердое вещество в реакционной зоне.

В контексте данного описания количество осажденного кокса (или среднее количество осажденного кокса) на катализаторе рассчитывается как масса осажденного кокса на катализаторе, деленная на массу катализатора. Способ измерения массы коксового осадка на катализаторе включает следующие стадии: взвешивание 0,1-1 г углеродсодержащего катализатора, помещение катализатора в высокотемпературный анализатор углерода для сгорания, и измерение массы диоксида углерода, образующегося при сгорании, с помощью инфракрасных лучей, для получения массы кокса, осажденного на катализаторе. Для определения количества осажденного кокса на катализаторе в реакционной зоне аликвоты катализатора в малых равных количествах могут отбираться непрерывно или периодически из различных местоположений в реакционной зоне.

В контексте данного описания дезактивация катализатора в реакционной зоне с псевдоожиженным слоем приводит к образованию отработанного катализатора (катализатора, подлежащего регенерации), который подается в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора (катализатора, который был регенерирован), который возвращают в реакционную зону с псевдоожиженным слоем.

Все проценты, части, соотношения и т.д., указанные в данном описании, указаны по массе, и давления являются манометрическими, если явным образом не указано иное.

В контексте данного описания любые два или более вариантов осуществления изобретения могут быть объединены с образованием варианта осуществления, и полученный в результате вариант осуществления является частью первоначального раскрытия настоящего описания и находится в пределах объема защиты изобретения.

В соответствии с одним вариантом осуществления изобретения данное изобретение относится к способу получения низших олефинов с помощью использования оксигената. Способ включает в себя стадию контактирования исходного оксигенатного сырья в реакционной зоне с псевдооживленным слоем с молекулярно-ситовым катализатором в эффективных условиях для получения продукта, содержащего этилен и пропилен.

В соответствии с одним вариантом осуществления изобретения исходное оксигенатное сырье содержит алифатический спирт, содержащий от 1 до 20 атомов углерода, предпочтительно от 1 до 10 атомов углерода, более предпочтительно от 1 до 4 атомов углерода. Например, могут использоваться метанол, этанол, н-пропанол, изопропанол, простой метилэтиловый эфир, простой диметиловый эфир, простой диэтиловый эфир, простой диизопропиловый эфир, формальдегид, диметилкарбонат, диметилкетон, уксусная кислота и их смеси; предпочтительно метанол, этанол, простой диметиловый эфир, простой диэтиловый эфир и их смеси; более предпочтительно метанол и простой диметиловый эфир; более предпочтительно метанол.

В соответствии с вариантом осуществления изобретения эффективные условия включают следующее: в реакционной зоне с псевдооживленным слоем массовая доля катализатора, имеющего количество осажденного кокса менее 3% масс., составляет 1-20% масс., предпочтительно 1-15% масс., 1,5-10% масс. или 2-5% масс., относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем. Доля катализатора, имеющего количество осажденного кокса менее 3% масс. в общем количестве катализатора в реакционной зоне с псевдооживленным слоем, контролируется с помощью регулирования циркулирующего количества регенерированного катализатора и количества осажденного кокса регенерированного катализатора (а именно степени сгорания кокса в регенераторе).

В соответствии с одним вариантом осуществления изобретения катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., равномерно распределен в пределах реакционной зоны с псевдооживленным слоем.

В соответствии с вариантом осуществления изобретения эффективные условия также включают: в реакционной зоне с псевдооживленным слоем отношение объема газовой фазы к объему всего катализатора от 1 до 15, предпочтительно от 5 до 12.

В соответствии с вариантом осуществления изобретения эффективные условия также включают: температуру реакции 400-550 °C и давление реакции 0-1 МПа.

В соответствии с одним вариантом осуществления изобретения молекулярное сито

представляет собой кремнийалюмофосфатное молекулярное сито, предпочтительно SAPO-18, SAPO-34, SAPO-5, или их сочетание, и более предпочтительно SAPO-34. Способы получения молекулярных сит SAPO или молекулярно-ситовых катализаторов SAPO хорошо известны в данной области.

В соответствии с одним вариантом осуществления изобретения реакционная зона с псевдооживленным слоем выполнена в виде плотнофазного слоя, турбулентного слоя или быстрого псевдооживленного слоя, предпочтительно быстрого псевдооживленного слоя.

В соответствии с одним вариантом осуществления настоящего изобретения различие в количествах осажденного кокса между отработанным катализатором и регенерированным катализатором составляет не более 7% масс., предпочтительно не более 6% масс., более предпочтительно не более 5% масс. Количество осажденного кокса в отработанном катализаторе можно непосредственно контролировать в ходе реакции, и количество осажденного кокса регенерированного катализатора можно контролировать через степень регенерации в регенераторе.

В соответствии с одним вариантом осуществления изобретения газовая фаза и катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем быстро разделяются с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдооживленным слоем. Разделительное устройство предпочтительно представляет собой циклонный сепаратор.

Иллюстративный вариант 1 осуществления настоящего изобретения показан на фиг.1. Как видно на фиг.1, реактор с псевдооживленным слоем, используемый в настоящем изобретении, представляет собой быстрый псевдооживленный слой, плотнофазный псевдооживленный слой или турбулентный псевдооживленный слой, при этом исходное метанольное сырье подается в реактор по линии 1 подачи, и подается в реакционную зону 2 через распределитель 6 исходного сырья, и контактирует с молекулярно-ситовым катализатором для осуществления реакции, с образованием продукта, содержащего низшие олефины, что по меньшей мере частично дезактивирует катализатор с образованием отработанного катализатора. Отработанный катализатор подается в зону 9 разделения реактора через зону 3 быстрого разделения газа и твердого вещества, при этом большая часть катализатора, отделенная с помощью устройства 3 быстрого разделения газа и твердого вещества, подается в зону 4 удаления, и продукт в газовой фазе и часть отработанного катализатора, не отделенная с помощью устройства быстрого разделения газа и твердого вещества, подаются в циклонный сепаратор 8 для разделения вновь. Отработанный катализатор, отделенный циклонным сепаратором 8, возвращается в зону 4 удаления через опускную трубу циклонного сепаратора 8, в то время как отделенный газовый продукт передается в последующую секцию разделения по линии 11 выпуска. Отработанные катализаторы, отделенные соответственно с помощью зоны 3 быстрого разделения газа и твердого вещества и циклонного сепаратора 8, объединяются и впоследствии разделяются на две части после удаления в зоне 4 удаления, где одна часть возвращается на дно реакционной зоны 2 через внешнюю наклонную

линию 5 циркуляции катализатора; в то время как другая часть подается в регенератор по наклонной линии 14 отработанного катализатора для регенерации путем сгорания кокса, и регенерированный катализатор возвращается в реакционную зону 2 по наклонной линии 15 регенерации.

Примеры

Настоящее изобретение будет описано ниже более подробно с помощью примеров и сравнительных примеров, однако настоящее изобретение не ограничивается данными примерами.

Пример I-1

Использовали быстрый псевдоожиженный слой. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдоожиженным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдоожиженным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдоожиженным слоем. Различие между количествами осажденного кокса отработанного катализатора и регенерированного катализатора составляло 5% масс. Газовую фазу и катализатор в реакционной зоне с псевдоожиженным слоем быстро разделяли с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдоожиженным слоем. Эффективные условия включали в себя: температуру реакции 450°C, манометрическое давление реакции 0,15 МПа, и рассчитанный как масса молекулярного сита на катализаторе в реакционной зоне, катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 14% масс., катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составлял 68% масс., и катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составлял 16% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 10. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола составила 99,96%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода составила 84,52%.

Пример I-2

Использовали плотный псевдоожиженный слой. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с плотным псевдоожиженным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34, с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдоожиженным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым

псевдооживленным слоем. Различие между количествами осажденного кокса отработанного катализатора и регенерированного катализатора составляло 6% масс. Газовую фазу и катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем быстро разделяли с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдооживленным слоем. Эффективные условия включали в себя: температуру реакции 550°C, манометрическое давление реакции 1 МПа, и рассчитанный как масса молекулярного сита на катализаторе в реакционной зоне, катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 18% масс., катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составлял 63% масс., и катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составлял 17% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 1. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,32%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 82,14%.

Пример I-3

Использовали турбулентный псевдооживленный слой. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с турбулентным псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34, с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Различие между количествами осажденного кокса отработанного катализатора и регенерированного катализатора составляло 3% масс. Газовую фазу и катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем быстро разделяли с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдооживленным слоем. Эффективные условия включали в себя: температуру реакции 400°C, манометрическое давление реакции 0,05 МПа, и рассчитанный как масса молекулярного сита на катализаторе в реакционной зоне, катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 15% масс., катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составлял 66% масс., и катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составлял 16% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 3. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,09%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 83,99%.

Пример I-4

Использовали быстрый псевдооживленный слой. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 99% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных

условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Различие между количествами осажденного кокса отработанного катализатора и регенерированного катализатора составляло 5% масс. Газовую фазу и катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем быстро разделяли с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдооживленным слоем. Эффективные условия включали в себя: температуру реакции 480°C, манометрическое давление реакции 0,2 МПа, и рассчитанный как масса молекулярного сита на катализаторе в реакционной зоне, катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 5% масс., катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составлял 50% масс., и катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составлял 42% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 6. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,90%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 84,22%.

Пример I-5

Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 99% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Различие между количествами осажденного кокса отработанного катализатора и регенерированного катализатора составляло 6% масс. Газовую фазу и катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем быстро разделяли с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдооживленным слоем. Эффективные условия включали в себя: температуру реакции 480°C, манометрическое давление реакции 0,15 МПа, и рассчитанный как масса молекулярного сита на катализаторе в реакционной зоне, катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 10% масс., катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составлял 45% масс., и катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составлял 40% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 12. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,96%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 84,78%.

Сравнительный пример I-1

Условия и процедуры, описанные в примерах I-5, соблюдали, за исключением того, что катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 30% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 0,5. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,99%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 80,32%.

Сравнительный пример I-2

Условия и процедуры, описанные в примерах I-5, соблюдали, за исключением того, что катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 30% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 20. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,67%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 79,61%.

Сравнительный пример I-3

Условия и процедуры, описанные в примерах I-5, соблюдали, за исключением того, что катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 10% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 20. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,07%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 83,98%.

Сравнительный пример I-4

Условия и процедуры, описанные в примерах I-5, соблюдали, за исключением того, что катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., составлял 0,5% масс., и отношение объема газовой фазы к объему катализатора составляло 12. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 99,01%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 83,76%.

Сравнительный пример I-5

Условия и процедуры, описанные в примерах I-5, соблюдали, за исключением того, что различие между количествами осажденного кокса отработанного катализатора и регенерированного катализатора составляло 9% масс. Результаты анализа проб показали, что конверсия метанола была 98,97%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 83,55%.

Очевидно, что способ по настоящему изобретению может достичь цели повышения выхода низших олефинов и, соответственно, может использоваться для промышленного производства низших олефинов.

Пример II-1

Использовали быстрый псевдооживленный слой. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора,

регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Выход линии регенерации был оснащен распределителем катализатора, причем распределитель катализатора был расположен горизонтально вдоль радиального направления реактора с псевдооживленным слоем, для равномерного распределения регенерированного катализатора по радиальной плоскости реакционной зоны реактора с псевдооживленным слоем. В распределитель катализатора подавалась подающая среда в виде водяного пара. Псевдооживленный слой в реакционной зоне реактора с псевдооживленным слоем разделялся на зону плотной фазы и зону разбавленной фазы, где диапазон высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя, составлял зону плотной фазы псевдооживленного слоя (для типа с быстрым псевдооживленным слоем высота зоны плотной фазы была высотой реакционной зоны); и количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 3,3%. Эффективные условия реакции включали в себя: температуру реакции 480°C, и манометрическое давление реакции 0,15 МПа. Отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулировали на уровне 0,1; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляло 1,0% масс. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составила 85%. Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,95%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 84,36%.

Пример II-2

Были соблюдены условия и процедуры, описанные в примере II-1. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Выход линии регенерации был оснащен распределителем катализатора, причем распределитель катализатора был расположен горизонтально вдоль радиального направления реактора с псевдооживленным слоем, для равномерного распределения регенерированного катализатора по радиальной плоскости реакционной зоны реактора с псевдооживленным слоем. В распределитель катализатора подавалась подающая среда в виде водяного пара. Псевдооживленный слой в реакционной зоне реактора с псевдооживленным слоем разделялся на зону плотной фазы и зону разбавленной фазы, где диапазон высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составлял зону плотной фазы псевдооживленного слоя; и

количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 2,5%. Эффективные условия реакции включали в себя: температуру реакции 480°C, и манометрическое давление реакции 0,01 МПа. Отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулировали на уровне 0,3; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляло 2% масс. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя была 82%. Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,61%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 86,55%.

Пример II-3

Были соблюдены условия и процедуры, описанные в примере II-1. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдоожиженным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдоожиженным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдоожиженным слоем. Выход линии регенерации был оснащен распределителем катализатора, причем распределитель катализатора был расположен горизонтально вдоль радиального направления реактора с псевдоожиженным слоем, для равномерного распределения регенерированного катализатора по радиальной плоскости реакционной зоны реактора с псевдоожиженным слоем. В распределитель катализатора подавалась подающая среда в виде водяного пара. Псевдоожиженный слой в реакционной зоне реактора с псевдоожиженным слоем разделялся на зону плотной фазы и зону разбавленной фазы, где диапазон высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составлял зону плотной фазы псевдоожиженного слоя; и количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 7%. Эффективные условия реакции включали в себя: температуру реакции 550°C, и манометрическое давление реакции 1,0 МПа. Отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулировали на уровне 0,05; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляло 0,01% масс. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составила 91%. Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,99%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 83,59%.

Пример II-4

Были соблюдены условия и процедуры, описанные в примере II-1. Исходное

метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Выход линии регенерации был оснащен распределителем катализатора, причем распределитель катализатора был расположен горизонтально вдоль радиального направления реактора с псевдооживленным слоем, для равномерного распределения регенерированного катализатора по радиальной плоскости реакционной зоны реактора с псевдооживленным слоем. В распределитель катализатора подавалась подающая среда в виде водяного пара. Псевдооживленный слой в реакционной зоне реактора с псевдооживленным слоем разделялся на зону плотной фазы и зону разбавленной фазы, где диапазон высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составлял зону плотной фазы псевдооживленного слоя; и количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 4,5%. Эффективные условия реакции включали в себя: температуру реакции 490°C, и манометрическое давление реакции 0,17 МПа. Отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулировали на уровне 0,08; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляло 0,5% масс. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составила 88%. Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,98%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 85,19%.

Пример II-5

Были соблюдены условия и процедуры, описанные в примере II-1. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Выход линии регенерации был оснащен распределителем катализатора, причем распределитель катализатора был расположен горизонтально вдоль радиального направления реактора с псевдооживленным слоем, для равномерного распределения регенерированного катализатора по радиальной плоскости реакционной зоны реактора с псевдооживленным слоем. В распределитель катализатора подавалась

подающая среда в виде водяного пара. Псевдооживленный слой в реакционной зоне реактора с псевдооживленным слоем разделялся на зону плотной фазы и зону разбавленной фазы, где диапазон высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составлял зону плотной фазы псевдооживленного слоя; и количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 1,5%. Эффективные условия реакции включали в себя: температуру реакции 490°C, и манометрическое давление реакции 0,15 МПа. Отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулировали на уровне 0,5; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляло 5% масс. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составила 86%. Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,92%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 85,99%.

Пример II-6

Были соблюдены условия и процедуры, описанные в примере II-1. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Выход линии регенерации был оснащен распределителем катализатора, причем распределитель катализатора был расположен горизонтально вдоль радиального направления реактора с псевдооживленным слоем, для равномерного распределения регенерированного катализатора по радиальной плоскости реакционной зоны реактора с псевдооживленным слоем. В распределитель катализатора подавалась подающая среда в виде водяного пара. Псевдооживленный слой в реакционной зоне реактора с псевдооживленным слоем разделялся на зону плотной фазы и зону разбавленной фазы, где диапазон высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составлял зону плотной фазы псевдооживленного слоя; и количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 3%. Эффективные условия реакции включали в себя: температуру реакции 400°C, и манометрическое давление реакции 0,01 МПа. Отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулировали на уровне 0,05; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляло 0,5% масс. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составила 81%.

Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,51%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 84,80%.

Пример II-7

Были соблюдены условия и процедуры, описанные в примере II-1. Исходное метанольное сырье (с чистотой метанола 95% масс.) подавали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем, приводили в контакт с молекулярно-ситовым катализатором SAPO-34 с образованием продукта, содержащего этилен и пропилен, в эффективных условиях. Катализатор в реакционной зоне с псевдооживленным слоем дезактивировался с образованием отработанного катализатора, причем отработанный катализатор подавали в регенератор для регенерации с образованием регенерированного катализатора, регенерированный катализатор возвращали в реакционную зону с быстрым псевдооживленным слоем. Выход линии регенерации был оснащен распределителем катализатора, причем распределитель катализатора был расположен горизонтально вдоль радиального направления реактора с псевдооживленным слоем, для равномерного распределения регенерированного катализатора по радиальной плоскости реакционной зоны реактора с псевдооживленным слоем. В распределитель катализатора подавалась среда в виде водяного пара. Псевдооживленный слой в реакционной зоне реактора с псевдооживленным слоем разделялся на зону плотной фазы и зону разбавленной фазы, где диапазон высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составлял зону плотной фазы псевдооживленного слоя; и количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 8%. Эффективные условия реакции включали в себя: температуру реакции 550°C, и манометрическое давление реакции 0,75 МПа. Отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулировали на уровне 0,15; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляло 0,1% масс. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составила 93%. Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,99%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 84,33%.

Сравнительный пример II-1

Условия и процедуры, описанные в примерах I-5, соблюдали, за исключением того, что количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьировали для получения максимального различия в 10%. Конверсия метанола в зоне от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя составила 71%. Результаты анализа проб показали, что на выходе из реактора конверсия метанола была 99,01%, и селективность по этилену+пропилену на основе углерода была 81,78%.

Очевидно, что способ по настоящему изобретению может достичь цели повышения выхода низших олефинов и, соответственно, может использоваться для промышленного производства низших олефинов.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ получения низших олефинов из оксигенатов, включающий стадии контактирования исходного сырья, содержащего оксигенаты, с молекулярно-ситовым катализатором в реакционной зоне с псевдооживленным слоем в эффективных условиях, с образованием продукта, содержащего этилен и/или пропилен;

в котором эффективные условия включают то условие, что в реакционной зоне с псевдооживленным слоем массу катализаторов, имеющих различные количества осажденного кокса в расчете на массу молекулярного сита в катализаторах регулируют так, чтобы получить следующие соотношения относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем:

массовая доля катализатора, имеющего количество осажденного кокса менее 3% масс., составляет 1-20% масс., предпочтительно 1-15% масс., 1,5-10% масс. или 2-5% масс., относительно общей массы катализаторов в реакционной зоне с псевдооживленным слоем;

катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 3% масс. до менее чем 5% масс., составляет 10-70% масс., предпочтительно 15-60% масс., 20-50% масс. или 30-45% масс., относительно общей массы катализаторов; и

катализатор, имеющий количество осажденного кокса от 5% масс. до 10% масс., составляет 10-88% масс., предпочтительно 15-80% масс., 20-70% масс. или 30-60% масс., относительно общей массы катализаторов.

2. Способ по п.1, отличающийся тем, что отношение объема газовой фазы в реакционной зоне с псевдооживленным слоем к объему всего катализатора в реакционной зоне с псевдооживленным слоем составляет от 1 до 15, предпочтительно от 5 до 12.

3. Способ по п.1 или п.2, в котором исходное сырье подается через распределительное устройство в реакционную зону реактора с псевдооживленным слоем, отличающийся тем, что количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределительного устройства до высоты на уровне 1/2 высоты слоя варьируются таким образом, чтобы иметь максимальное различие менее 8% масс., предпочтительно менее 5% масс. или менее 3% масс.

4. Способ по п.3, отличающийся тем, что количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределительного устройства до высоты на уровне 1/2 высоты слоя варьируются таким образом, чтобы иметь максимальное различие более 0,1% масс.

5. Способ получения низших олефинов из оксигенатов, включающий стадии: контактирования исходного оксигенатного сырья с молекулярно-ситовым катализатором в реакционной зоне с псевдооживленным слоем в эффективных условиях, с образованием продукта, содержащего этилен и/или пропилен;

в котором исходное сырье подается в реакционную зону реактора с псевдооживленным слоем через распределитель, отличающийся тем, что количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до

высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьируются таким образом, чтобы иметь максимальное различие менее 8% масс., предпочтительно менее 5% масс. или менее 3% масс.

6. Способ по п.5, отличающийся тем, что количества осажденного кокса на частицах катализатора в диапазоне высоты от распределителя до высоты на уровне 1/2 высоты слоя от распределителя варьируются таким образом, чтобы иметь максимальное различие более 0,1% масс.

7. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что исходное оксигенатное сырье содержит метанол.

8. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что молекулярное сито представляет собой кремнийалюмофосфатное молекулярное сито, предпочтительно SAPO-18, SAPO-34, SAPO-5, или их сочетание.

9. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что реакционная зона с псевдооживленным слоем выполнена в виде плотнофазного слоя, турбулентного слоя или быстрого псевдооживленного слоя, предпочтительно быстрого псевдооживленного слоя.

10. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что эффективные условия также включают: температуру реакции 400-550 °С, и давление реакции 0-1 МПа изб.

11. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что различие в количествах осажденного кокса между отработанным катализатором и регенерированным катализатором составляет не более 7% масс., предпочтительно не более 6% масс., более предпочтительно не более 5% масс.

12. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что катализатор, имеющий количество осажденного кокса менее 3% масс., равномерно распределен в пределах реакционной зоны с псевдооживленным слоем.

13. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что газовая фаза и катализатор в пределах реакционной зоны с псевдооживленным слоем быстро разделяются с помощью разделительного устройства после реакции или после выхода из реакционной зоны с псевдооживленным слоем.

14. Способ по любому из п.п.3-13, отличающийся тем, что отработанный катализатор образуется в результате дезактивации катализатора в реакционной зоне, отработанный катализатор вводят в регенератор по наклонной линии отработанного катализатора для осуществления регенерации с образованием регенерированного катализатора, и регенерированный катализатор возвращают в реакционную зону быстрого псевдооживленного слоя по наклонной линии регенерации; при этом отношение регенерированного катализатора к отработанному катализатору в реакционной зоне регулируют так, чтобы оно составляло 0,01-1, предпочтительно 0,05-0,5 и более предпочтительно 0,07-0,3; и количество осажденного кокса на регенерированном катализаторе составляет 0-5% масс., предпочтительно 0,05-3% масс., более

предпочтительно 0,5-2% масс.

15. Реактор с псевдооживленным слоем для осуществления способа по любому из предшествующих пунктов для получения низших олефинов из оксигенатов, содержащий:

реакционную зону для приема исходного метанольного сырья и контактирования его с катализатором с образованием олефинового продукта, при этом катализатор в процессе осуществления способа по меньшей мере частично дезактивируется с образованием отработанного катализатора;

устройство быстрого разделения газа и твердого вещества для выделения отработанного катализатора из реакционной зоны;

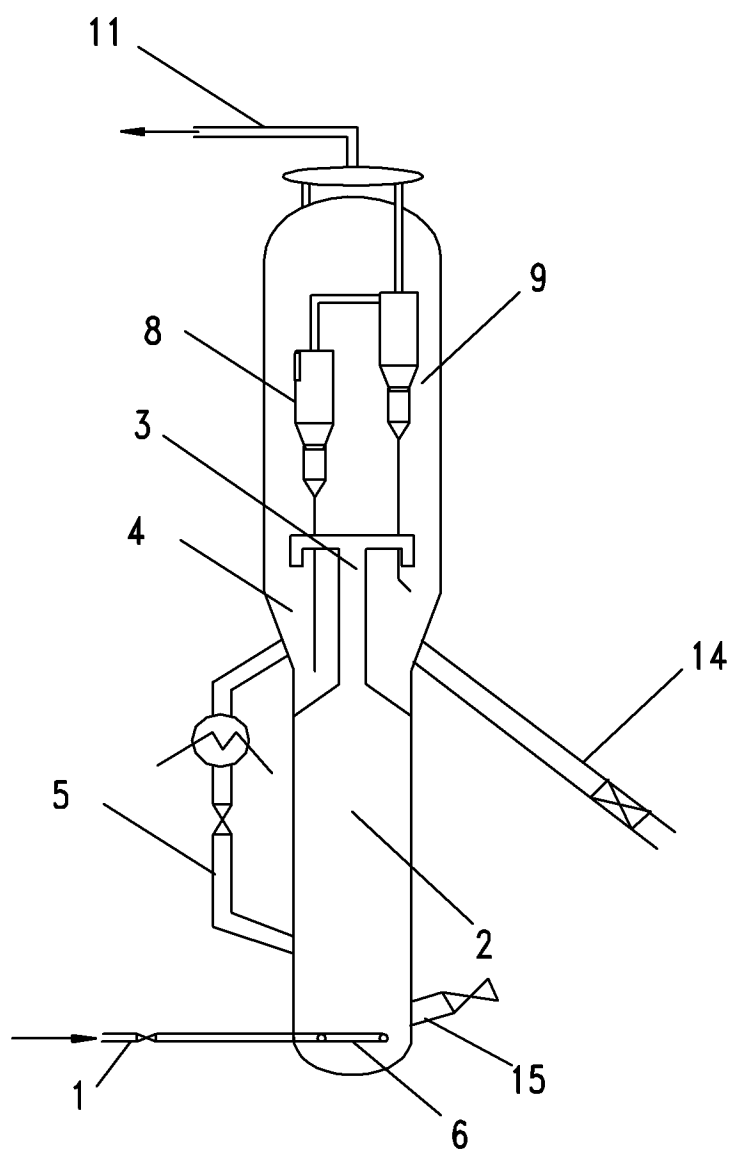
циклонный сепаратор, предназначенный для приема газофазного продукта, отделенного устройством быстрого разделения газа и твердого вещества, и части отработанного катализатора, не отделенного устройством быстрого разделения газа и твердого вещества, для осуществления вторичного отделения;

зону удаления для приема отработанного катализатора из опускной трубы циклона;
и

внешнюю наклонную линию циркуляции для катализатора для возврата по меньшей мере части удаленного отработанного катализатора из зоны удаления в нижнюю часть реакционной зоны.

16. Реактор с псевдооживленным слоем по п.15, дополнительно содержащий зону разделения между реакционной зоной и устройством быстрого разделения газа и твердого вещества, для обеспечения осаждения по меньшей мере части отработанного катализатора для его предварительного отделения от газовой фазы.

По доверенности



ФИГ. 1