

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(11) 036841

(13) B1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2020.12.25

(21) Номер заявки
201792299

(22) Дата подачи заявки
2016.03.24

(51) Int. Cl. B01J 8/06 (2006.01)
B01J 19/24 (2006.01)

(54) РЕАКТОР И РЕАКТОРНАЯ СИСТЕМА ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ОБРАТИМЫХ РАВНОВЕСНЫХ РЕАКЦИЙ И СПОСОБ ПРОВЕДЕНИЯ ТАКИХ РЕАКЦИЙ

(31) 1506572.5

(32) 2015.04.17

(33) GB

(43) 2018.03.30

(86) PCT/GB2016/050858

(87) WO 2016/166507 2016.10.20

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ДЖОНСОН МЭТТИ ДЭЙВИ
ТЕКНОЛОДЖИЗ ЛИМИТЕД (GB)

(56) US-A1-2005049435
US-A1-2011008218
US-A1-2012277331
WO-A1-2015132555

(72) Изобретатель:
Грэй Джулиан Стюарт (GB)

(74) Представитель:
Медведев В.Н. (RU)

(57) В изобретении представлен реактор, имеющий оболочку, содержащую одну или несколько труб реактора, расположенных внутри данной оболочки, где упомянутые труба или трубы реактора содержат множество катализаторных резервуаров, содержащих катализатор; средство для подачи теплопереносящей текучей среды в оболочку реактора, так что теплопереносящая текучая среда контактирует с данной трубой или трубами; вход для подачи реагентов в трубы реактора и выход для отвода продуктов из труб реактора; где множество содержащих катализатор катализаторных резервуаров внутри трубы содержит содержащие катализатор катализаторные резервуары, имеющие по меньшей мере две конфигурации.

036841

B1

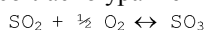
036841

B1

Настоящее изобретение касается реактора и реакторной системы для проведения ограниченных равновесием реакций в присутствии гетерогенного катализатора, а также способа проведения таких реакций. Более конкретно, оно касается способа, в котором регулируют температуру и оптимизируют способ. Более конкретно, оно касается способа получения триоксида серы.

Многие химические реакции являются обратимыми. В этих реакциях прямая реакция реагентов в желаемый продукт сопровождается обратной реакцией, в которой желаемый продукт превращается обратно в реагенты. Эти процессы будут достигать равновесия, когда скорость прямой реакции равна скорости обратной реакции. Такие реакции называют равновесно ограниченными.

Существует большое число реакций, которые попадают в эту категорию. Часто используемым примером для иллюстрации равновесно ограниченных реакций является окисление диоксида серы с образованием триоксида серы, которое протекает согласно уравнению



У равновесной реакции этого типа есть константа равновесия K_c , которая обычно выражается как отношение концентрации продукта к исходному материалу.

Окисление диоксида серы является сильно экзотермической реакцией, и из уравнения Вант-Гоффа можно понять зависимость константы равновесия от температуры реакции. Обычно уравнение Вант-Гоффа выражается как

$$\ln\left(\frac{K_1}{K_2}\right) = \frac{-\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)$$

где K_1 обозначает константу равновесия при абсолютной температуре T_1 , K_2 обозначает константу равновесия при абсолютной температуре T_2 , R обозначает универсальную газовую постоянную, а ΔH_r обозначает теплоту реакции.

Это уравнение показывает, что, когда температура увеличивается, величина константы равновесия для экзотермической реакции уменьшается, и поэтому положение равновесия реакции сдвигается влево. Поэтому понятно, что для того, чтобы достичь высокой степени превращения реагентов в продукты, температура реактора должна быть существенно снижена, так чтобы константа равновесия благоприятствовала более высокой концентрации продуктов, а не реагентов.

Для конкретной равновесной реакции окисления диоксида серы в триоксид серы температурная зависимость константы равновесия часто изображается в виде графика, показывающего количество диоксида серы, превращающегося в триоксид серы, от температуры. Пример такого графика изображен на фиг. 1. В общем известно, что более высокие температуры дают более высокие кинетические скорости реакции, но, так как при больших температурах константа равновесия благоприятствует более высоким концентрациям реагентов, степень превращения в желаемые продукты, которая может быть достигнута, ограничена. При окислении диоксида серы в триоксид серы степень превращения определяется как процент диоксида серы, окисленного в желаемый продукт. Таким образом, когда реакция протекает и температура растет, необходимо охлаждать реагенты, так чтобы константа равновесия увеличивалась, а конверсия диоксида серы максимизировалась.

В обычном промышленном способе используют простые неподвижные слои катализатора. Эти слои будут функционировать адиабатически с быстрым ростом температуры, когда реагенты протекают сквозь катализатор в слое. Результатом является то, что каждый слой может обеспечивать окисление только в ограниченном количестве до достижения равновесного предела. Когда эта точка достигается, газ следует извлекать из адиабатического слоя и охлаждать, уходя от точки равновесия. Охлажденный газ затем подают в новый неподвижный адиабатический слой, так что может происходить дальнейшее окисление. Фиг. 2 показывает типичный температурный профиль реакции, включая это промежуточное охлаждение.

Хотя проблема, связанная с равновесно ограниченной реакцией, обсуждается в отношении окисления диоксида серы, понятно, что это равным образом применимо к любым, равновесно ограниченным реакциям, таким как реакция аммиака и метанола.

Другой проблемой, связанной с окислением диоксида серы, является то, что любой непрореагировавший диоксид серы, остающийся по окончании процесса, создает экологическую проблему, и его необходимо удалять из отходящего газа перед тем, как последний выбрасывают в атмосферу. Поэтому желательно обеспечить, чтобы конверсия была как можно более высокой, чтобы минимизировать выбросы диоксида серы.

Превращение диоксида серы в триоксид серы может достигаться путем прохождения диоксида серы сквозь ряд адиабатических слоев до тех пор, пока обычно от 90 до 95% диоксида серы не превратится в триоксид серы. Затем, чтобы дополнительно сместить состав газа от положения равновесия, газ охлаждают и промывают разбавленной серной кислотой. Этот этап промывки поглощает полученный триоксид серы. Полученный обедненный газовый поток можно повторно нагревать и подавать в один или несколько дополнительных реакционных слоев, где происходит дальнейшая реакция с достижением обычно более чем 99,7% конверсии диоксида серы. Это считается минимально допустимым уровнем конверсии, который позволяет выбрасывать отходящий газ в атмосферу без дополнительной обработки. Однако

понятно, что необходимо охлаждать газовый поток перед тем, как он проходит в абсорбер. Необходимость в данном охлаждении, самом абсорбере и повторном нагреве после поглощения существенно увеличивают капитальные и эксплуатационные затраты данного способа.

Фиг. 3 представляет собой схематичное изображение реакторной системы для этого расположения, включая промежуточное поглощение, расположенное перед конечным слоем. В изображенном примере газ, подаваемый в первый адиабатический слой 2 по линии 1, будет смесью диоксида серы, кислорода и азота. Ее подают в слой при температуре приблизительно 690 К. Когда газы проходят сквозь слой, протекает реакция, и от приблизительно 60 до приблизительно 70% диоксида серы окисляется. Поток непрореагировавших газов и образованного триоксида серы удаляется по линии 3. Этот поток нагревают до температуры приблизительно 870 К. Затем его охлаждают в теплообменнике 4 с отводом тепла по линии 5. Газы охлаждаются до приблизительно 700 К перед прохождением по линии 6 во второй слой 7 катализатора, где происходит дальнейшее окисление. Газовый поток, отходящий по линии 8, будет содержать приблизительно 90% диоксида серы и будет нагретым до приблизительно 750 К. Затем его охлаждают в теплообменнике 9 с отводом тепла по линии 10. Газ проходит по линии 11 в третий слой 12 катализатора, где протекает дальнейшая реакция. Газовый поток, отходящий по линии 13, будет содержать приблизительно 95% диоксида серы и будет иметь температуру приблизительно 720 К. Затем его охлаждают в теплообменнике 14 перед пропуском в промежуточный абсорбер 15, в котором продукт извлекают путем промывки серной кислотой.

Непрореагировавший диоксид серы проходит по линии 16 в теплообменник 17, где он нагревается до приблизительно 690 К перед прохождением в четвертый слой 19 катализатора по линии 18. В этом слое протекает дальнейшая реакция, и полученный поток отходит по линии 20 при температуре приблизительно 700 К. Будет превращаться приблизительно 99,9% диоксида серы. Четыре реакционных слоя 2, 7, 12 и 19 могут располагаться в оболочке 21 одного реактора. При такой организации непроницаемые пластины 22 расположены между слоями катализатора 2, 7, 12 и 19.

Затраты при таком подходе являются чрезмерно высокими, когда необходимо перерабатывать только небольшие объемы диоксида серы. В этих случаях приспособленный способ должен давать меньший уровень конверсии диоксида углерода и опускать стадию промежуточного поглощения. При таком подходе, после удаления полученного триоксида серы любой оставшийся диоксид серы удаляют через концевую часть трубчатой очистной системы. Хотя этот способ не имеет высоких затрат, связанных с системой поглощения, требования по обеспечению и функционированию концевой части трубчатой очистной системы ведут к дополнительным затратам способа.

Какую бы систему ни использовали, всегда есть стадия поглощения после реактора, на которой триоксид серы поглощается в серной кислоте. Системы, которые включают в себя этап поглощения перед конечным слоем катализатора, известны как "установка с двойным контактом кислоты", тогда как системы только с концевой частью трубчатой очистной системы известны как "установка с единственным контактом кислоты".

Подобные технологические проблемы возникают и с другими равновесными реакциями.

Другая проблема, связанная с равновесно ограниченными реакциями, связана с оптимальной температурой реакции. Адиабатические многоступенчатые реакторы с промежуточным охлаждением применяются, в частности, тогда, когда реакция протекает селективно, давая единственный продукт, но ограничивается условиями равновесия. Как обсуждается выше, промежуточное охлаждение применяют, чтобы сместить температуру газа в направлении большей равновесной конверсии. В экзотермических реакциях, таких как получение аммиака, триоксида серы и метанола, равновесная конверсия в целевой продукт снижается с увеличением температуры. Это показано на фиг. 4.2A в Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. B4, 1992.

Для заданной конверсии каталитическая активность при низких температурах снижается, и реакция будет протекать медленно. Когда температура увеличивается, каталитическая активность растет и скорость реакции также увеличивается. Однако, когда температура достигает точки равновесия, скорость реакции будет постепенно снижаться, пока прямая реакция не сравняется с обратной реакцией, и скорость суммарной реакции снижается до нуля.

Следовательно, может быть найдена температура, при которой скорость реакции в отношении продукта становится максимальной. Эта температура будет ниже температуры равновесия, но не будет такой низкой, что реакция становится слишком медленной. Эти точки могут быть построены с образованием кривой максимальной скорости реакции, которая известна как положение оптимальной скорости реакции или положение максимальной реакции (ПМП). Это изображено на фиг. 4.2B в Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. B4, 1992.

В случае адиабатической реакции влияние температуры увеличивается линейно с достигаемой конверсией Δx согласно уравнению

$$\Delta T = - \frac{\Delta h_g \cdot C_o}{l_G \cdot C_{pG}} \cdot \Delta x$$

где каждая траектория адиабатической реакции для экзотермической реакции лежит на прямой ли-

нии градиента $\Delta T/\Delta x$, как показано на фиг. 4. 2А в Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. B4, 1992. Таким образом, практическая траектория реакции для многостадийной адиабатической реакции может быть получена из фиг. 4.2В в Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. B4, 1992 путем соединения прямолинейных участков для адиабатической реакции вертикальными линиями для снижения температуры из-за непрямого промежуточного охлаждения, как показано на фиг. 4.2С в Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. B4, 1992.

Кинетически оптимальная траектория реакции с наименьшим требуемым объемом катализатора получается, когда траектория следует в большом числе небольших этапов, линии максимальной скорости реакции. На практике расходы на аппаратуру и оборудование, связанные с использованием большого числа стадий, необходимо балансировать с экономией катализатора.

Обычные многостадийные реакторы для этого класса реакций часто ограничены приблизительно тремя-пятью стадиями, иначе капитальные затраты установки становятся избыточными. Однако можно видеть, что в этом случае, даже если капитальные затраты сохраняются низкими, часть слоя катализатора работает при температурах, которые далеки от оптимальной температуры, а в случае меньших рабочих температур катализатор не полностью использует свою способность осуществления реакции. В этом случае требуется гораздо больший объем катализатора, что делает стоимость катализатора выше, а размер реактора больше.

Аналогичные проблемы возникают, когда равновесная реакция является эндотермической реакцией.

Следовательно, существует потребность разработать способ, который максимизирует использование катализатора, установленного внутри реактора, при температуре, которая изменяется на протяжении реактора, так что, когда протекает реакция и конверсия увеличивается, температура катализатора поддерживается в области, где его производительность максимальна.

Также желательно обеспечить способ для равновесных реакций, который преодолевает некоторые или все из этих проблем. Было обнаружено, что, если катализатор расположен в реакторе внутри носителей катализатора, которые также можно называть резервуарами, а не с использованием обычных слоев катализатора, это может влиять на одну или несколько из этих проблем.

Таким образом, согласно первому аспекту настоящего изобретения предлагается реактор, имеющий оболочку, содержащую

одну или несколько труб реактора, расположенных внутри данной оболочки, причем упомянутые труба или трубы реактора содержат множество катализаторных резервуаров, содержащих катализатор;

средство для подачи теплопереносящей текучей среды в оболочку реактора, так что теплопереносящая текучая среда контактирует с данной трубой или трубами;

вход для подачи реагентов в трубы реактора и

выход для отвода продуктов из труб реактора;

где множество содержащих катализатор катализаторных резервуаров внутри трубы включает содержащие катализатор катализаторные резервуары, причем упомянутые резервуары имеют по меньшей мере две конфигурации, при этом конфигурации катализаторных резервуаров, содержащих катализатор, отличаются по типу катализатора внутри резервуара, количеству катализатора внутри резервуара, количеству тепла, удаляемого из резервуара, или их комбинациям,

где при этом указанные катализаторные резервуары содержат

кольцевой контейнер, содержащий катализатор, причем упомянутый контейнер имеет перфорированную внутреннюю стенку контейнера, задающую внутренний канал, перфорированную внешнюю стенку контейнера, верхнюю поверхность, закрывающую кольцевой контейнер, и нижнюю поверхность, закрывающую кольцевой контейнер;

поверхность, закрывающую дно упомянутого внутреннего канала, образованного посредством внутренней стенки кольцевого контейнера.

несущую внешнюю стенку, проходящую от нижней поверхности упомянутого контейнера до верхней поверхности;

уплотнение, отходящее от контейнера на расстояние, которое выступает за несущую внешнюю стенку;

где упомянутая несущая внешняя стенка имеет отверстия, расположенные ниже данного уплотнения.

Манера, в которой различается конфигурация резервуаров, обсуждается более подробно ниже. Однако основные направления, в которых они различаются, относятся к типу катализатора внутри резервуара, количеству катализатора внутри резервуара, количеству тепла, удаляемого из резервуара, или их комбинациям.

Путем применения по меньшей мере двух конфигураций катализаторных резервуаров, содержащих катализатор, реакция может быть оптимизирована так, что температура катализатора поддерживается в области, где его производительность максимальна, а траектория реакции, изображенная в виде конверсии от рабочей температуры, наиболее близко следует положению оптимальной скорости реакции. В частности, в одном варианте осуществления данное изобретение будет позволять температуре реакции

находиться в пределах 100°C от равновесной температуры при заданном уровне конверсии.

При использовании множества катализаторных резервуаров внутри трубы реактора или в каждой из них каждая труба включает в себя ряд адиабатических слоев с промежуточным охлаждением для экзотермической реакции или нагревом, когда реакция является эндотермической. Когда есть множество труб, каждая из которых содержит множество катализаторных резервуаров, реактор содержит множество параллельных систем, каждая из которых включает в себя ряд адиабатических слоев. С помощью этого профиль температуры более точно следует положению максимальной скорости.

Количество катализаторных резервуаров, расположенных в трубе, будет зависеть от выполняемой реакции и размера применяемого реактора. Оно может быть от приблизительно 10 до приблизительно 100 резервуаров.

В одном варианте осуществления будет иметься больше чем две конфигурации катализаторных резервуаров, содержащих катализатор. В другом варианте осуществления может иметься три, четыре, пять, шесть, семь, восемь, девять, десять или больше конфигураций катализаторных резервуаров, содержащих катализатор. В другом варианте осуществления каждый катализаторный резервуар, содержащий катализатор, будет иметь конфигурацию, отличную от каждого другого внутри соответствующей трубы. Когда имеется меньше конфигураций катализаторных резервуаров, содержащих катализатор, чем резервуаров, содержащихся в трубе, содержащие катализатор катализаторные резервуары одинаковой конфигурации группируются вместе, так что существуют наборы резервуаров с одной конфигурацией, которые могут повторяться в трубе.

Когда выполняемая реакция представляет собой получение триоксида серы из диоксида серы, будет возможно достигать конверсии приблизительно 99,7% или даже больше чем 99,7%, так что устраняется необходимость в окончании из трубчатой очистной системы для отходящего газа.

Могут быть использованы различные подходящие катализаторные резервуары. В частности, подходящий катализаторный резервуар содержит

кольцевой контейнер, где упомянутый контейнер имеет перфорированную внутреннюю стенку контейнера, задающую внутренний канал, перфорированную внешнюю стенку контейнера, верхнюю поверхность, закрывающую кольцевой контейнер, и нижнюю поверхность, закрывающую кольцевой контейнер;

поверхность, закрывающую дно упомянутого внутреннего канала, образованного посредством внутренней стенки кольцевого контейнера;

несущую внешнюю стенку, проходящую от нижней поверхности упомянутого контейнера до верхней поверхности;

уплотнение, отходящее от контейнера на расстояние, которое выступает за несущую внешнюю стенку;

где упомянутая несущая внешняя стенка имеет отверстия, расположенные ниже данного уплотнения.

Данный вариант осуществления особенно подходит, когда катализатор является зернистым или вспененным катализатором.

Катализаторный резервуар обычно будет такого размера, что он имеет меньший размер, чем внутренний размер трубы реактора, в которую он помещается. Уплотнение будет такого размера, что оно взаимодействует с внутренней стенкой трубы реактора, когда катализаторный резервуар настоящего изобретения находится внутри трубы реактора.

При использовании в вертикальном реакторе с нисходящим потоком, реагенты текут вниз сквозь трубу реактора и, таким образом, сначала контактируют с верхней поверхностью катализаторного резервуара. Так как уплотнение блокирует проход реагентов вокруг боковины резервуара, его верхняя поверхность направляет их во внутренний канал, заданный внутренней стенкой контейнера. Затем реагенты входят в кольцевой контейнер через перфорированную внутреннюю стенку контейнера и проходят радиально сквозь слой катализатора в направлении перфорированной внешней стенки контейнера. Во время прохода от внутренней стенки контейнера к внешней стенке контейнера реагенты взаимодействуют с катализатором и протекает реакция. Непрореагировавший реагент и продукт вытекают затем из контейнера через перфорированную внешнюю стенку контейнера. Несущая внешняя стенка затем направляет реагент и продукт вверх между внутренней поверхностью несущей внешней стенки и перфорированной внешней стенкой кольцевого контейнера, пока они не достигнут отверстий в несущей внешней стенке. Затем они направляются сквозь отверстия, расположенные в несущей внешней стенке, и текут вниз между внешней поверхностью несущей внешней стенки и внутренней поверхностью трубы реактора, где происходит теплоперенос. В случае, когда реактор работает так, что поток обращен, траектория будет обращаться.

Верхняя поверхность контейнера может быть любого подходящего размера и конфигурации. В варианте осуществления, когда резервуар содержит перфорированную внутреннюю и внешнюю стенку контейнера, верхняя поверхность будет, по меньшей мере, выходить наружу от перфорированной внешней стенки контейнера и будет соединяться с несущей внешней стенкой. В одном альтернативном варианте осуществления верхняя поверхность может распространяться от перфорированной внутренней

стенки контейнера к несущей внешней стенке. Понятно, что верхняя поверхность может быть кольцевой, когда распространяется от точки между положением перфорированной внутренней стенки контейнера и перфорированной внешней стенки контейнера до несущей внешней стенки.

В одном варианте осуществления крышка может закрывать внутренний канал, образованный посредством перфорированной внутренней стенки контейнера. Эта крышка будет включать в себя одно или несколько отверстий, позволяющих текучей среде втекать во внутренний канал.

Размер отверстий во внутренней стенке контейнера и внешней стенке контейнера будет выбираться так, чтобы позволять равномерное течение реагентов и продуктов сквозь катализатор при сохранении катализатора внутри контейнера. Будет понятно, что их размер будет зависеть от размера используемых частиц катализатора. В альтернативном варианте осуществления отверстия могут быть большего размера, но они имеют фильтрующую сетку, покрывающую отверстия, чтобы гарантировать, что катализатор остается внутри кольцевого контейнера. Это позволяет применять большие отверстия, что облегчает свободное движение реагентов без существенных потерь давления.

Будет понятно, что отверстия могут быть любой подходящей конфигурации. Действительно, когда стенка описывается как перфорированная, все что требуется, это чтобы было средство, позволяющее реагентам и продуктам проходить сквозь стенки. Это могут быть небольшие отверстия любой конфигурации, они могут быть щелями, они могут быть образованы с помощью проволоочной сетки или с помощью любого другого средства для создания пористой или проницаемой поверхности.

Хотя верхняя поверхность, закрывающая контейнер, обычно будет находиться на верхнем краю внутренней стенки контейнера и/или внешней стенки контейнера, может быть желательно расположить верхнюю поверхность ниже верхнего края, так что часть верхнего края несущей внешней стенки распространяется над верхней поверхностью. Аналогично, нижняя поверхность может находиться на нижнем краю внутренней стенки контейнера и/или внешней стенки контейнера, или может быть желательно расположить нижнюю поверхность так, что она находится выше нижнего края внешней стенки контейнера, так что она распространяется ниже нижней поверхности. Когда несущая внешняя стенка распространяется выше верхней и/или нижней поверхности, это может облегчать укладку контейнеров относительно других. Дополнительно или альтернативно, эта конфигурация может облегчать соединение катализаторного резервуара с соседними катализаторными резервуарами.

Нижняя поверхность кольцевого контейнера и поверхность, закрывающая дно внутреннего канала, могут быть образованы в виде одного элемента, или они могут быть двумя разными частями, соединенными вместе. Нижняя поверхность кольцевого контейнера и поверхность, закрывающая дно внутреннего канала, могут быть копланарными, но в одном варианте осуществления они находятся в разных плоскостях. В одном варианте осуществления поверхность, закрывающая дно внутреннего канала, находится нижней плоскости, чем нижняя поверхность кольцевого контейнера. Это может служить тому, чтобы помогать в размещении одного катализаторного резервуара на катализаторном резервуаре, расположенном ниже него. Будет понятно, что в альтернативном варианте осуществления поверхность, закрывающая дно внутреннего канала, может быть в более высокой плоскости, чем нижняя поверхность кольцевого контейнера. Это может способствовать расположению одного резервуара на резервуаре, находящемся ниже него.

В альтернативном варианте осуществления, который особенно подходит для монолитного катализатора, контейнер конструируют для удерживания монолитного катализатора.

В одном варианте осуществления монолитный катализатор является сплошным, в котором по существу нет пространства внутри монолита, которое не занято катализатором. Когда монолит используют в вертикальном реакторе с нисходящим потоком, реагенты текут вниз сквозь трубу реактора, реагенты сначала контактируют с верхним краем монолитного катализатора и текут сквозь него в направлении, параллельном оси катализаторного резервуара. Уплотнение контейнера предотвращает реагенты от потока вокруг монолита и способствует направлению реагентов в катализатор. Тогда реакция будет протекать внутри монолитного катализатора. Продукт также будет течь вниз сквозь монолит в направлении, параллельном оси катализаторного резервуара.

В варианте осуществления, где катализатор является монолитным катализатором, верхняя поверхность будет, по меньшей мере, распространяться наружу от монолитного катализатора и будет соединяться с несущей внешней стенкой. Будет понятно, что верхняя поверхность может быть кольцом, которое распространяется по меньшей мере над частью монолитного катализатора к несущей внешней стенке.

Когда реагенты и продукты достигают нижней поверхности контейнера, они направляются к несущей внешней стенке. Чтобы облегчить это течение, внутри контейнера могут быть обеспечены опоры на верхней стороне нижней поверхности, так что монолитный катализатор при использовании опирается на опоры и существует зазор между дном монолитного катализатора и нижней поверхностью контейнера. Несущая внешняя стенка направляет реагенты и продукт вверх между внутренней поверхностью несущей внешней стенки и внешней поверхностью монолитного катализатора, пока они не достигнут нижней стороны верхней поверхности. Затем они направляются нижней стороной верхней поверхности сквозь отверстия в несущей внешней стенке и затем текут вниз между внешней поверхностью несущей внешней

стенки и внутренней поверхностью трубы реактора, где происходит теплоперенос.

В одном варианте осуществления монолитный катализатор имеет канал, распространяющийся вдоль него. Обычно канал расположен на центральной оси монолитного катализатора. Таким образом, когда труба реактора имеет круглое сечение, монолитный катализатор этого варианта осуществления будет иметь кольцевое сечение. В этом варианте осуществления в вертикальном реакторе с нисходящим потоком при работе реагенты текут вниз сквозь трубу реактора и, таким образом, сначала контактируют с верхней поверхностью контейнера и направляются в канал монолита. Затем реагенты поступают в кольцевой монолитный катализатор и проходят радиально сквозь катализатор к внешней поверхности монолитного катализатора. Во время прохода сквозь монолитный катализатор протекает реакция. Непрореагировавший реагент и продукт затем вытекают из монолитного катализатора через его внешнюю поверхность. Потом несущая внешняя стенка направляет реагент и продукт вверх между внутренней поверхностью несущей внешней стенки и внешней поверхностью монолитного катализатора, пока они не достигают верхней поверхности. Затем они направляются, посредством нижней стороны верхней поверхности, сквозь отверстия в несущей внешней стенке и текут вниз между внешней поверхностью несущей внешней стенки и внутренней поверхностью трубы реактора, где происходит теплоперенос.

В варианте осуществления, в котором монолитный катализатор включает в себя канал, верхняя поверхность может распространяться над монолитным катализатором, но оставлять непокрытым канал. В другом варианте осуществления верхняя поверхность может распространяться поперек канала, но будет включать в себя отверстия в этой области, позволяющие течение текучей среды.

Будет понятно, что, когда реактор является реактором с восходящим потоком или, например, с горизонтальной ориентацией, траектория течения будет отличаться от вышеописанной. Однако принцип пути сквозь катализаторный резервуар будет такой, как описано выше.

Когда множество катализаторных резервуаров укладывают внутри трубы реактора, реагенты/продукты текут вниз между внешней поверхностью внешней стенки первого резервуара и внутренней поверхностью трубы реактора до тех пор, пока не начнут контактировать с верхней поверхностью и уплотнением второго катализаторного резервуара, и направляются вниз во второй катализаторный резервуар. Затем повторяется траектория течения, описанная выше.

Какой бы вариант осуществления не использовали для катализаторного резервуара, несущая внешняя стенка может быть гладкой или она может иметь форму. Если она имеет форму, любая подходящая форма может быть использована. Подходящие формы включают в себя складки, рифление и подобное. Складки, рифление и подобное будут обычно расположены продольно вдоль длины резервуара. Оформление несущей внешней стенки увеличивает площадь поверхности несущей внешней стенки и способствует введению катализаторного резервуара в трубу реактора, так как это будет приспособлять к поверхностной шероховатости труб реактора на внутренней поверхности трубы реактора или к различию в допусках труб реактора.

В конфигурациях, где присутствуют отверстия в несущей внешней стенке, они могут быть любой конфигурации. Однако их число, размер, конфигурация и положение будут выбираться так, чтобы гарантировать, что нет препятствия течению реагентов и продуктов при условии, что несущая внешняя стенка имеет достаточно вмещающего материала, чтобы обеспечивать требуемую прочность для весовой нагрузки. В одном варианте осуществления отверстия могут быть дырками или прорезями.

Данные отверстия будут любого подходящего размера и расположения. Выбор подходящих размеров будет зависеть от присущей прочности материала, из которого сделан катализаторный резервуар, толщины использованного материала, массы и числа катализаторных резервуаров, которые укладывают в трубе реактора, указанного перепада давления, длины трубы реактора и подробного. В одном варианте осуществления размеры отверстий могут быть разными для разных катализаторных резервуаров в трубе реактора.

Другие примеры подходящих катализаторных резервуаров описаны в WO2011/048361 и WO2012/136971, содержание которых включено посредством ссылки.

Как обсуждается выше, в настоящем изобретении манера, в которой различается конфигурация резервуаров, содержащих катализатор, может достигаться с помощью любого подходящего средства. Подходящее средство включает в себя тип катализатора в резервуаре, количество катализатора внутри резервуара, количество тепла, отводимого от резервуара, или любую их комбинацию.

В одном варианте осуществления тип катализатора может быть переменным. Таким образом, например, разные катализаторы могут быть использованы в разных резервуарах. В одном варианте осуществления более активный катализатор может быть использован в резервуарах в одной части трубы, но не в другой.

В одном варианте осуществления изменением в конфигурации может быть количество катализатора, загруженного в катализаторный резервуар. Как объясняется выше, при адиабатическом контроле реакции температура линейно увеличивается с достигнутой конверсией Δx согласно уравнению

$$\Delta T = - \frac{\Delta h_g \cdot C_o}{l_g \cdot C_{pg}} \cdot \Delta x$$

Таким образом, адиабатический подъем температуры в катализаторном резервуаре будет связан с конверсией, полученной в катализаторном резервуаре, а величина конверсии будет связана с количеством катализатора, находящимся в катализаторном резервуаре. Таким образом, для каждой конфигурации резервуара, содержащего катализатор, можно вычислить, как много катализатора необходимо помещать в катализаторный резервуар, чтобы достигнутый адиабатический подъем температуры максимизировал использование катализатора в катализаторном резервуаре.

Различная загрузка катализаторного резервуара может достигаться путем сохранения размера резервуара постоянным и изменения количества катализатора, загруженного в катализаторный резервуар. В варианте осуществления, когда требуемое количество катализатора является недостаточным для заполнения резервуара, может оставаться пустое пространство. Альтернативно, катализатор может объединяться с инертном, так что резервуар заполняют смесью инертного материала и катализатора.

В альтернативном варианте, размер катализаторного резервуара может различаться между разными конфигурациями так, что требуемое количество катализатора заполняет соответствующий резервуар. Это может достигаться путем использования резервуара, имеющего такое же радиальное пространство для катализатора, но имеющего другую длину. В другом варианте осуществления размер контейнера для содержания катализатора будет иметь одинаковую длину, а положения внутренней, внешней поверхностей контейнера или и внутренней, и внешней поверхностей могут подстраиваться.

Дополнительно или альтернативно, катализаторный резервуар, содержащий катализатор, может различаться по количеству тепла, удаляемого из резервуара. В предпочтительных вариантах осуществления катализаторного резервуара после того, как газ прошел через катализатор, он проходит сквозь кольцевое пространство между катализаторным резервуаром и трубой реактора, в которую вставлен данный резервуар. Путем изменения длины несущей внешней стенки, которая в некоторых вариантах осуществления называется прямой юбкой, и/или путем изменения ширины кольцевого пространства, изменяют количество тепла, удаляемого из газа перед тем, как он проходит в следующий катализаторный резервуар для дополнительной реакции. Путем изменения этой конфигурации траектория реакции в обозначении конверсии от температуры может наиболее близко соответствовать положению оптимальной скорости реакции. Это может выгодно минимизировать полное количество катализатора, которое может требоваться для установки внутри реактора.

Будет понятно, что скорость газа в пространстве между внешней стенкой катализаторного резервуара и стенкой трубы будет влиять на величину происходящего теплопереноса. Более высокая скорость будет давать больший коэффициент теплопереноса и, следовательно, будет происходить больший теплоперенос. Более высокая скорость может достигаться путем снижения размера зазора между несущей внешней стенкой и внутренней стенкой трубы. Альтернативно, если требуется меньший теплоперенос, зазор между внешней поверхностью катализаторного резервуара и стенкой трубы следует увеличить. Таким образом, применение резервуаров с разными диаметрами меняет течение газа вокруг резервуаров и, следовательно, теплоперенос.

Таким образом, в одном варианте осуществления длина катализаторного резервуара является одинаковой среди резервуаров, а внешний диаметр меняется среди конфигураций, чтобы регулировать теплоперенос.

Путем подбора конфигурации среди резервуаров и/или их содержимого профиль температуры внутри реактора более близко соответствует оптимальному профилю температуры, заданному формой равновесной кривой для конкретной реакции. С помощью этого активность катализатора может быть максимизирована с минимизацией объема катализатора, требуемого для выполнения реакции.

Следует также заметить, что, так как кинетическая скорость реакции связана с рабочей температурой, с ростом конверсии равновесие смещает рабочую температуру ниже и ниже, и конверсия на единицу объема катализатора уменьшается. Так как скорость реакции на объем катализатора снижается, когда рабочая температура снижается, экзотермическое тепло, выделяемое (в экзотермической реакции) на единицу объема катализатора, также будет снижаться. Следовательно, с ростом конверсии каждый катализаторный резервуар будет содержать большее количество катализатора в предположении, что конверсия на катализаторный резервуар считается постоянной, или, если объем катализатора на резервуар является постоянным, количество выделяемого тепла будет уменьшаться с увеличением конверсии. Следовательно, желаемый теплоперенос на катализаторный резервуар будет уменьшаться с увеличением конверсии. Таким образом, существует конфликт между двумя конструкционными параметрами, вовлеченными в конструкцию катализаторного резервуара. Когда конверсия увеличивается и рабочая температура уменьшается, объем катализатора на резервуар может увеличиваться. Это может показывать, что длину катализаторного резервуара необходимо увеличить. Однако, в то же время, тепло, выделяемое на катализаторный резервуар, будет уменьшаться, и поэтому будет желательно уменьшить площадь теплопереноса путем уменьшений длины катализаторного резервуара. Это можно регулировать путем подгонки толщины слоя за счет подгонки положения внутреннего и внешнего диаметров слоя, и кольцевого зазора между катализаторным резервуаром и стенкой трубы также можно варьировать для достижения оптимального профиля реакции, чтобы максимизировать скорость реакции и, в итоге, достигать максимальной конверсии реагента.

Катализаторный резервуар настоящего изобретения может включать в себя средства измерения температуры, описанные в РСТ/GB2015/050214, содержания которых включены посредством ссылки.

В еще одном варианте осуществления реактор настоящего изобретения может применяться в комбинации с одним или несколькими обычными адиабатическими слоями. Таким образом, например, основная реакция может протекать сначала в обычном адиабатическом слое, пока не будет достигнут равновесный предел. Затем поток может проходить в реактор согласно настоящему изобретению. Таким образом, например, в получении триоксида серы диоксид серы может пропускаться в обычный адиабатический неподвижный слой с конверсией диоксида серы от приблизительно 60 до приблизительно 70%. Этот слой будет работать, по меньшей мере, сначала далеко от каких-либо равновесных ограничений. В этом варианте осуществления реагенты могут проходить в адиабатический слой при температуре, которая достаточна для начала реакции. Реакция в адиабатическом слое будет затем вызывать подъем температуры до уровня, который является достаточным для добавления в реактор настоящего изобретения.

Устройство настоящего изобретения подходит для применения с любой, равновесно ограниченной реакцией. Таким образом, согласно второму аспекту настоящего изобретения обеспечивается способ выполнения равновесно ограниченной реакции, содержащий обеспечение реагентов в реактор настоящего изобретения, предоставление возможности протекания реакции и извлечение продукта.

Примеры подходящих реакций включают окисление диоксида серы в триоксид серы, получение аммиака, синтез метанола из монооксида углерода и водорода, реакцию конверсии водяного газа, реакцию обратную конверсии водяного газа, получение стирола, дегидрирование этилбензола, дегидрирование алканов, реакции метанирования или парового реформинга метана.

Условия реакции, включая температуру, давление и скорости потоков, будут зависеть от выполняемой реакции.

Когда выполняемая реакция представляет собой окисление диоксида серы с получением триоксида серы с использованием обычного катализатора, такого как пентоксид ванадия, рабочее давление будет обычно близким к атмосферному давлению. В одном варианте осуществления данный способ может работать при входном давлении приблизительно 1,4 бар. Начальная конверсия может происходить при от приблизительно 600 до приблизительно 700°C; равновесная кривая сдвигает температуру от приблизительно 380 до приблизительно 420°C. Хотя данный способ описывается с использованием пентоксида ванадия в качестве катализатора, будет понятно, что любой подходящий катализатор может быть использован, и что условия реакции могут меняться с выбранным катализатором.

Настоящее изобретение будет теперь описано в качестве примера со ссылкой на сопровождающие чертежи, где:

фиг. 1 представляет собой график, изображающий зависимость константы равновесия от температуры для реакции окисления диоксида серы в триоксид серы в обычной реакции;

фиг. 2 представляет собой график, изображающий обычный профиль температуры для окисления диоксида серы в способе предшествующего уровня техники, включающем в себя промежуточное охлаждение;

фиг. 3 представляет собой схематичное представление реакторной системы предшествующего уровня техники;

фиг. 4 представляет собой схематичное представление реактора согласно настоящему изобретению;

фиг. 5 представляет собой вид в перспективе одного примера катализаторного резервуара для использования в реакторе настоящего изобретения;

фиг. 6 представляет собой сечение катализаторного резервуара с фиг. 5 при виде сбоку;

фиг. 7 представляет собой вид в перспективе второго примера катализаторного резервуара для использования в реакторе настоящего изобретения;

фиг. 8 представляет собой вид в перспективе катализаторного резервуара с фиг. 7 при виде снизу;

фиг. 9 представляет собой частичное сечение катализаторного резервуара с фиг. 7 при виде сбоку;

фиг. 10 представляет собой схематичное представление катализаторного резервуара с фиг. 7 на его месте в трубе, изображающее траекторию течения;

фиг. 11 представляет собой схематичное представление множества катализаторных резервуаров с фиг. 7, расположенных в трубе реактора;

фиг. 12 представляет собой увеличенное изображение участка А с фиг. 11;

фиг. 13 представляет собой график, изображающий преимущества настоящего изобретения.

Понятно, что данные чертежи являются схематичными, и что дополнительные предметы оборудования, такие как сборники орошения, насосы, вакуумные насосы, датчики температуры, клапаны рельефа давления, контрольные клапаны, регуляторы потока, регуляторы уровня, резервуары для размещения, резервуары для хранения и подобные могут потребоваться в коммерческой установке. Обеспечение таких дополнительных предметов оборудования не является частью настоящего изобретения и производится согласно обычной практике химической промышленности.

Один пример реактора настоящего изобретения показан на фиг. 4. Данный реактор содержит оболочку 30, имеющую вход 31 для реагентов и выход 32 для продуктов. Реактор включает в себя множест-

во труб 33. Любое количество труб может быть использовано. Выбранное число труб может определяться производственной мощностью установки. Установка коммерческого размера может содержать тысячи отдельных труб реактора. Для простоты изображения изображены 5 труб. Реактор будет включать в себя средства для крепления труб в заданном положении, но для простоты эти средства опущены на чертеже. Аналогично, опущены средства для распределения реагентов по трубам и средства сбора реагентов на дне для сбора продуктов, позволяющие собирать их в выход 32.

При использовании трубы будут окружены теплопереносящей текучей средой 35. Обычно будут включены средства для ввода и удаления текучей среды, но они опущены в данных изображениях. Когда выполняемая реакция является экзотермической реакцией, теплопереносящая текучая среда будет охлаждающей текучей средой. Таким образом, теплопереносящая текучая среда может быть любой из обычно применяемых сред, включая кипящую воду на стороне оболочки с высоким давлением обычно до 100 бар, пар, такие теплопереносящие среды, как Dowtherm или расплавленные соли для охлаждения реакторов. Когда реакция является эндотермической реакцией, теплопереносящая текучая среда будет нагревающей средой.

Каждая труба 33 будет включать в себя множество носителей катализатора, которые в данном изобретении будут называться резервуарами 34. Пакет резервуаров 34 в каждой трубе 33 будет включать в себя по меньшей мере две разные конфигурации.

Один пример катализаторного резервуара 34, который может быть помещен в данной или каждой трубе, показан на фиг. 5 и 6.

Резервуар 34 содержит кольцевой контейнер 41, который имеет перфорированные внутреннюю и внешнюю стенки контейнера 42, 43. Перфорированная стенка 42 задает внутренний канал 44. Верхняя поверхность 45 закрывает кольцевой контейнер сверху. Она расположена в точке кверху от внутренней и внешней стенок контейнера 42, 43 кольцевого контейнера 41, так что формируется кромка 46. Нижняя поверхность 47 закрывает дно кольцевого контейнера 41, а поверхность 48 закрывает внутренний канал 44, образованный внутренней стенкой 42 контейнера. Поверхность 48 расположена в более высокой плоскости, чем нижняя поверхность 47.

Уплотнение 49 распространяется от верхней поверхности 45, и стоячий воротник 50 обеспечен коаксиально внутреннему каналу 44.

Крышка 51 закрывает верхнюю часть внутреннего канала 44.

Отверстия 52 в крышке позволяют доступ текучей среды.

Несущая внешняя стенка 53 окружает контейнер 41. Отверстия 55 позволяют доступ текучей среды из катализаторного резервуара.

Катализаторный резервуар 34 расположен в трубе 54 реактора. Течение газа схематично изображено на фиг. 6 стрелками.

Дополнительные детали катализаторного резервуара могут быть найдены в GB1417462.7, зарегистрированном 2 октября 2015 г., содержание которого включено посредством ссылки.

Один альтернативный катализаторный резервуар изображен на фиг. 7-9. Этот резервуар 34а содержит кольцевой контейнер 41а, который имеет перфорированные внутреннюю и внешнюю стенки контейнера 42а, 43а. Перфорированная стенка 42а задает внутренний канал 44а. Верхняя поверхность 45а закрывает кольцевой контейнер 41а. Она расположена в точке кверху от внутренней и внешней стенок контейнера 42а, 43а, так что формируется кромка 46а. Нижняя поверхность 47а закрывает дно кольцевого контейнера 41а, а поверхность 48а расположена в более низкой плоскости, чем нижняя поверхность 47а. Распорки в форме множества углублений 56 находятся на нижней поверхности 47а кольцевого контейнера 42а. Сливные отверстия 57 и 58 расположены на нижней поверхности 47а и нижней поверхности 48а.

Уплотнение 49а распространяется от верхней поверхности 45а, и стоячий воротник 59 обеспечен коаксиально внутреннему каналу 44а. Гофрированная стоячая юбка 53а окружает кольцевой контейнер 41а. Складки сплюснуты в области L в направлении основы резервуара 34а.

Когда множество катализаторных резервуаров 34 этого варианта осуществления находятся внутри трубы 54 реактора, как изображено на фиг. 11, они сцепляются. Влияние на траекторию течения показано на фиг. 6 и 7. Дополнительные детали катализаторного резервуара этого варианта осуществления изображены на фиг. 12 и описаны в WO2011/048361, содержание которой включено посредством ссылки.

Независимо от использованного варианта осуществления катализаторного резервуара, настоящее изобретение обеспечивает, что вдоль длины трубы будет по меньшей мере две, а обычно больше, конфигурации катализаторного резервуара и/или катализатора, расположенного внутри резервуаров. В одном варианте осуществления длина резервуара и, следовательно, размер кольцевого контейнера 41 или 41а, содержащего катализатор, будет увеличена. Во втором варианте осуществления толщина кольцевого контейнера 41 или 41а может быть переменной. Это может достигаться путем подстройки положения перфорированных внутренних 42, 42а и внешних 43, 43а стенок контейнера. В другом варианте осуществления радиальный размер резервуара может меняться так, что размер зазора со стенкой трубы будет меняться в разных точках трубы.

Будет понятно, что, хотя катализаторные резервуары описаны с конкретной ссылкой на использо-

вание в трубе с круглым сечением, труба может быть некруглого сечения, например она может быть плоским реактором. Когда труба имеет некруглое сечение, резервуар будет соответствующей формы. При таком расположении, в описанном варианте осуществления, в котором используют кольцевой монолит, будет понятно, что монолит не будет круглым кольцом и этот термин следует толковать соответственно.

Настоящее изобретение будет теперь описано в виде примеров со ссылкой на получение триоксида серы путем окисления диоксида серы.

Сравнительный пример 1.

В этом примере трубы реактора заполняли одинаковыми катализаторными резервуарами. Выбор конструкции резервуара был компромиссом между обеспечением протекания реакции, достаточного для достижения желаемой конверсии, при гарантии того, что выпускная температура из трубчатого реактора является достаточно низкой, чтобы удовлетворять температуре равновесия, которая определяет полное превращение SO_2 в SO_3 .

В этом примере целевую конверсию выбирали 99,5%. Так как равновесная температура для достижения этой конверсии составляет порядка 390°C , газ, выходящий из реактора, должен быть при меньшей температуре, чем температура для достижения желаемой конверсии.

На основании этого следующие входные условия были установлены для трубчатого реактора:

входная температура 420°C ,

входное давление 1,4 бар,

входная концентрация SO_2 11 об.%,

конверсия SO_2 в SO_3 99,5%,

требуемый объем катализатора 36 м^3 ,

конструкция реактора,

количество зон 1,

(каждая зона задается как содержащая катализаторные резервуары одного дизайна)

диаметр реактора 7 м,

длина трубы 30 м,

(из-за ограничений на полную длину трубы вероятно потребуется минимум 2 или возможно 3 реактора последовательно)

среднее отклонение от ПМР 90°C (это задается ниже),

максимальное отклонение от ПМР 120°C .

Как обсуждается выше, для равновесно ограниченных реакций можно вычислить оптимальную траекторию реакции, которая максимизирует скорость реакции по мере превращения. Ее обычно откладывают как конверсию от температуры, так что конверсия растет с рабочей температурой, что позволяет считывать максимальную кинетическую скорость реакции из такого графика (это показано на фиг. 13 в виде пунктирной линии). Эта оптимальная температура известна как положение максимальной скорости (ПМР).

Могут быть разные средства характеристики эффективности реакции с точки зрения того, как хорошо используется катализатор. Максимальная эффективность будет достигаться, если температура реакции идеально следует ПМР. На практике, всегда будет некоторое количество катализатора, работающее при температурах выше и ниже ПМР, и это будет давать потерю эффективности, так как кинетическая скорость реакции на единицу объема катализатора будет снижаться относительно ПМР, при которой работает катализатор.

Для катализаторных резервуаров существует входная температура в каждый слой катализатора внутри резервуара и выходная температура, поэтому необходимо установить как меру эффективности использования катализатора среднее значение абсолютной величины отклонения входной и выходной температуры для каждого слоя катализатора от оптимальной температуры, заданной ПМР.

Таким образом, когда в реакторе используют единственный дизайн катализаторного резервуара, среднее отклонение абсолютных величин входных/выходных температур (абсолютное) от оптимальной величины, значимой для конверсии в этой точке в реакторе, составляет 90°C .

Как изображено на фиг. 13, диагональные линии, которые показывают рабочую температуру от конверсии, могут быть $\pm 90^\circ\text{C}$. Опять максимальная температура для заданной конверсии будет ограничена равновесной температурой, и разница между ПМР и равновесной температурой может быть ниже, чем 90°C , поэтому в зависимости от положения в реакторе отклонение температуры может быть, например, $\pm 30/-120^\circ\text{C}$.

Пример 2.

Пример 2 аналогичен сравнительному примеру 1 за исключением того, что реактор содержит несколько зон катализаторных резервуаров, причем дизайн резервуаров в каждой зоне оптимизирован так, чтобы гарантировать, что подъем температуры в слое катализатора и падение температуры, достигаемое во время теплопереноса к боковой оболочке реактора, таковы, что требуемый объем катализатора оптимизирован так, что катализатор работает насколько возможно близко к оптимальной температуре.

Следующие входные условия были установлены для трубчатого реактора:

входная температура 420°C,
 входное давление 1,4 бар,
 входная концентрация SO₂ 11 об.%,
 конверсия SO₂ в SO₃ 99,5%,
 требуемый объем катализатора 19 м³,
 конструкция реактора,
 количество зон 4,
 (каждая зона задается как содержащая катализаторные резервуары одного дизайна)
 диаметр реактора 7 м,
 длина трубы 7 м (это будет возможно в одном трубчатом реакторе),
 среднее отклонение от ПМР 26°C,
 максимальное отклонение от ПМР 80°C

Следовательно, можно видеть, как работа, более близкая в ПМР, дает лучшую утилизацию катализатора и, следовательно, снижает требуемый объем катализатора для определенного объема производства.

Таблица ниже детализирует дизайн катализаторных резервуаров в трубе, использованных в примере 2.

	Вход Выход			
Зона	1	2	3	4
Длина катализаторного резервуара (мм)	125	150	150	150
Объем катализатора (см ³)	10	20	40	100
Число камер	5	5	10	20
Отверстие в катализаторных резервуарах (для теплопереноса) (мм)	3	5	8	8

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Реактор, имеющий оболочку, содержащую
 одну или несколько труб реактора, расположенных внутри данной оболочки, причем упомянутые труба или трубы реактора содержат множество катализаторных резервуаров, содержащих катализатор;
 средство для подачи теплопереносящей текучей среды в оболочку реактора, так что теплопереносящая текучая среда контактирует с данной трубой или трубами;
 вход для подачи реагентов в трубы реактора и
 выход для отвода продуктов из труб реактора;
 где множество содержащих катализатор катализаторных резервуаров внутри трубы включает содержащие катализатор катализаторные резервуары, имеющие по меньшей мере две конфигурации, причем конфигурации катализаторных резервуаров, содержащих катализатор, отличаются по типу катализатора внутри резервуара, количеству катализатора внутри резервуара, количеству тепла, удаляемого из резервуара, или их комбинациям,
 где при этом указанные катализаторные резервуары содержат
 кольцевой контейнер, содержащий катализатор, причем упомянутый контейнер имеет перфорированную внутреннюю стенку контейнера, задающую внутренний канал, перфорированную внешнюю стенку контейнера, верхнюю поверхность, закрывающую кольцевой контейнер, и нижнюю поверхность, закрывающую кольцевой контейнер;
 поверхность, закрывающую дно упомянутого внутреннего канала, образованного посредством внутренней стенки кольцевого контейнера;
 несущую внешнюю стенку, проходящую от нижней поверхности упомянутого контейнера до верхней поверхности;
 уплотнение, отходящее от контейнера на расстояние, которое выступает за несущую внешнюю

стенку;

где упомянутая несущая внешняя стенка имеет отверстия, расположенные ниже данного уплотнения.

2. Реактор по п.1, в котором катализаторные резервуары, содержащие катализатор, выполнены с возможностью их эксплуатации при температуре реакции в пределах 100°C от равновесной температуры при заданном уровне конверсии.

3. Реактор по любому из пп.1 и 2, в котором имеется три, четыре, пять, шесть, семь, восемь, девять или десять разных конфигураций катализаторных резервуаров, содержащих катализатор.

4. Реактор по любому из пп.1-3, в котором по меньшей мере две конфигурации катализаторных резервуаров, содержащих катализатор, содержат разные катализаторы.

5. Реактор по любому из пп.1-4, в котором по меньшей мере две конфигурации катализаторных резервуаров содержат различное количество катализатора, загруженного в катализаторный резервуар.

6. Реактор по п.5, в котором различное количество катализатора, загруженного в катализаторный резервуар, достигается путем изменения количества катализатора, загруженного в катализаторный резервуар, и заполнения резервуара инертным материалом.

7. Реактор по п.5, в котором различное количество катализатора, загруженного в катализаторный резервуар, достигается путем изменения длины резервуара.

8. Реактор по любому из пп.1-7, в котором по меньшей мере две конфигурации катализаторных резервуаров содержат резервуары с различным диаметром, так что, когда они загружены в трубу, кольцевое пространство между катализаторным резервуаром и трубой реактора, в которую он вставлен, меняется.

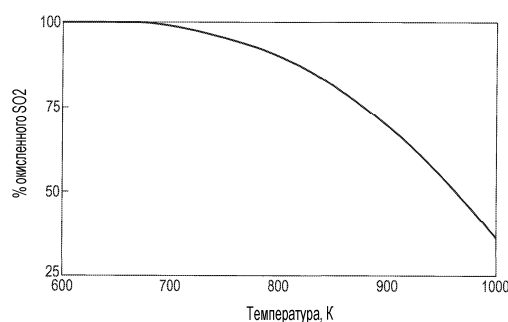
9. Реакторная система, содержащая связанные по потоку реактор по любому из пп.1-8, а также один или несколько адиабатических неподвижных слоев катализатора.

10. Реакторная система по п.9, где данная система сконструирована так, что основная реакция может протекать сначала в обычном адиабатическом слое, а затем поток проходит в реактор по любому из пп.1-8.

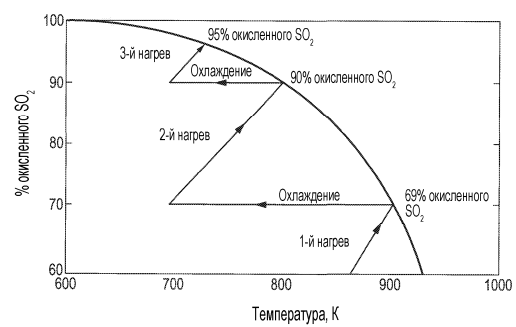
11. Способ проведения обратимой равновесной реакции, в котором осуществляют подачу реагентов в реактор по любому из пп.1-8 или реакторную систему по п.9 или 10 для проведения реакции и извлекают продукт из указанного реактора или системы.

12. Способ по п.11, где данный способ представляет собой окисление диоксида серы в триоксид серы, получение аммиака, синтез метанола из монооксида углерода и водорода, реакцию конверсии водяного газа, реакцию, обратную конверсии водяного газа, получение стирола, дегидрирование этилбензола, дегидрирование алканов, реакции метанирования или парового реформинга метана.

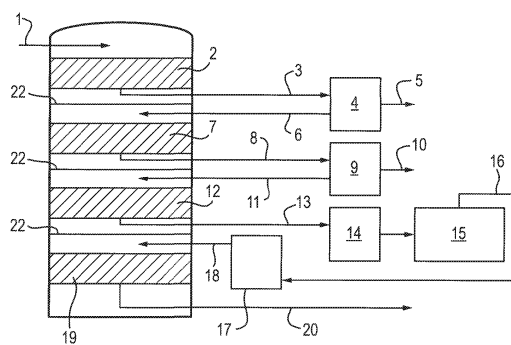
13. Способ по п.11, в котором выполняемая реакция представляет собой окисление диоксида серы в триоксид серы, причем рабочее давление обычно составляет на входе приблизительно 1,4 бар (абс), начальная конверсия происходит при от приблизительно 600 до приблизительно 700°C , и по мере увеличения конверсии температура снижается до значения от приблизительно 380 до приблизительно 420°C .



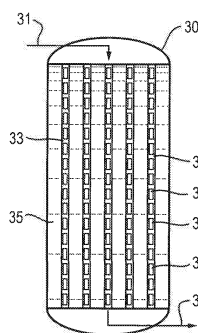
Фиг. 1



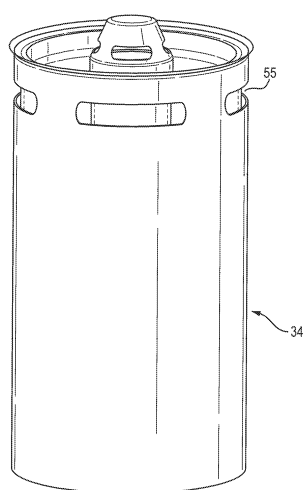
Фиг. 2



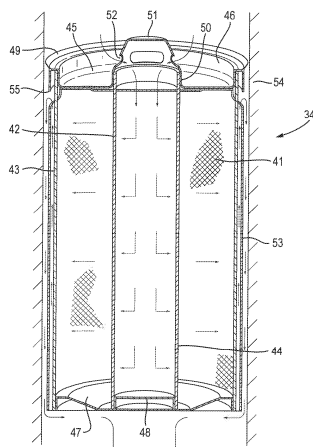
Фиг. 3



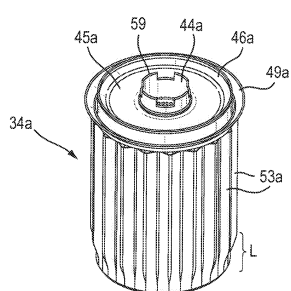
Фиг. 4



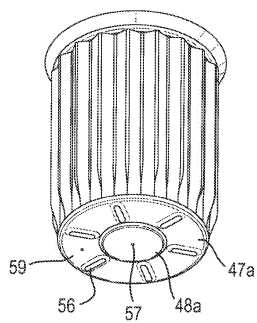
Фиг. 5



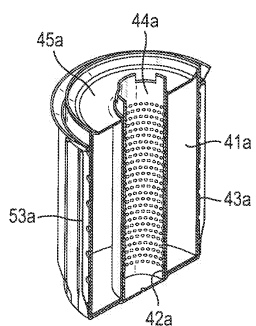
Фиг. 6



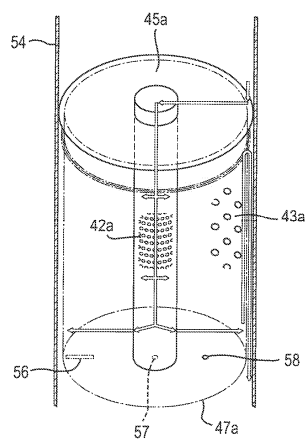
Фиг. 7



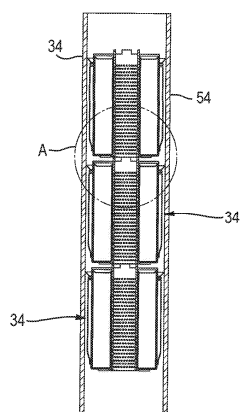
Фиг. 8



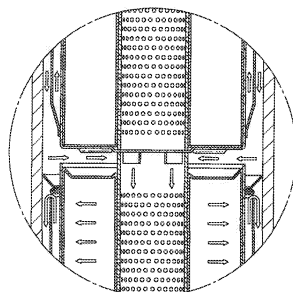
Фиг. 9



Фиг. 10

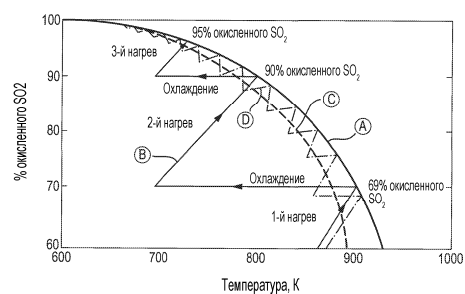


Фиг. 11



Деталь А

Фиг. 12



Фиг. 13

