

### **Область техники, к которой относится изобретение**

Настоящее изобретение относится к блоку реакторов, предназначенному для конверсии углеводов, и в частности для конверсии оксигенатов (кислородсодержащих углеводов) в олефины.

### **Уровень техники**

При конверсии углеводородсодержащих исходных материалов в конечный продукт в промышленном реакторе целесообразно обеспечить максимальный выход конечного продукта или конечных продуктов и одновременное снижение, обычно до минимального, количества образующихся в реакторе побочных продуктов. Для конверсии углеводов чаще всего используют реакторы с псевдооживленным слоем катализатора, в которых контактирующие с исходным материалом и парами других материалов частицы катализатора находятся во взвешенном состоянии. Такие реакторы обычно имеют цилиндрический корпус. Количество побочных продуктов, образующихся в реакторе с псевдооживленным слоем катализатора, уменьшается при работе реактора в гидродинамическом режиме и высокой приведенной скорости газа, при которой направление течения катализатора совпадает с направлением потока исходного материала и других паров, в котором находятся и взвешенные в нем частицы катализатора. Такие режимы, которые обычно называют режимами с высокоскоростным псевдооживленным слоем катализатора и стояковым режимом, а чаще режимом переноса катализатора, более предпочтительны для реакторов, работающих в пробковом режиме с вытеснением двухфазного потока.

Обычно в реакторах с определенной площадью поперечного сечения (которая у цилиндрических реакторов пропорциональна диаметру, а точнее характеристической ширине) концентрация катализатора в псевдооживленном слое уменьшается с увеличением приведенной скорости газа. Для обработки определенного количества углеводородного исходного материала необходимым количеством катализатора увеличение приведенной скорости газа требует соответствующего увеличения высоты реактора. Увеличение приведенной скорости газа требует увеличения характеристического отношения реактора (отношения высоты реактора к его диаметру, или характеристической ширине). Кроме того, предназначенные для конверсии большого количества углеводородного исходного материала одиночные реакторы с псевдооживленным катализатором должны иметь очень большую площадь поперечного сечения. Однако увеличение диаметра псевдооживленного слоя, особенно в реакторе, работающем в режиме переноса, также требует увеличения высоты реактора. Необходимость в увеличении высоты реактора связана с тем, что для работы в пробковом режиме с вытеснением двухфазного потока реактор должен иметь при минимальном характеристическом отношении определенную минимальную высоту. Возникающие на выходе и, прежде всего, на входе в работающий в режиме переноса реактор с псевдооживленным катализатором возмущения искажают установившийся в псевдооживленном слое катализатора гидродинамический режим течения (т.е. влияют на энергию, необходимую для захвата парами исходного материала твердых частиц катализатора и их ускорения против действующей на них силы тяжести) и препятствуют работе реактора в пробковом режиме с вытеснением двухфазного потока. Пробковый режим с вытеснением двухфазного потока углеводородного исходного материала и твердых частиц катализатора устанавливается постепенно по мере снижения по высоте реактора возмущений, возникающих в псевдооживленном катализаторе на входе в реактор. Помимо этого использование в реакторах, работающих в режиме переноса, катализаторов с низкой каталитической активностью также требует для достижения необходимой глубины конверсии углеводородного исходного материала (далее называемого просто исходным материалом) увеличения характеристического отношения реактора.

Однако реакторы с большим характеристическим отношением, работающие в режиме переноса псевдооживленного катализатора, дороги в изготовлении и эксплуатации. Высокая стоимость таких реакторов связана с необходимостью размещения в верхней части реактора очень большого по размерам и тяжелого сепаратора с тяжелым оборудованием, необходимым для удержания и разделения катализатора и продукта реакции. Увеличение высоты (характеристического отношения) реактора заметно увеличивает стоимость несущей конструкции. В некоторых районах Земного шара с суровым климатом и частыми сильными ветрами несущая конструкция реактора должна быть особенно прочной, поэтому сооружение и эксплуатация в таких районах реакторов с определенным характеристическим отношением становятся экономически нецелесообразными. Для работы в таких районах требуются многоблочные сложные установки с отдельными реакторами и отдельными сепараторами. Очевидно, что создание таких многоблочных сложных отдельных реакторов с отдельными сепараторами многократно увеличивает затраты на их изготовление и эксплуатацию.

Таким образом, в настоящее время существует потребность в создании реактора, необходимое характеристическое отношение которого достигается не за счет увеличения высоты, а путем изменения ширины, при которой в обычных реакторах никогда не удается создать нужный режим течения, и не за счет использования многоблочных систем с отдельными независимыми реакторами.

В патенте US 2847364 предлагается блок реакторов конверсии углеводов с обратным каналом для прохода катализатора. Блок включает несколько вертикальных реакторов и зону сепарации, в которую поток материала из соответствующего вертикального реактора направляется через дугообразные изменяющие направление потока элементы. Однако в описанной в US 2847364 конструкции наружная от центра изгиба стенка изменяющего направление потока элемента подвергается эрозии от воздействия

находящихся в потоке частиц, что уменьшает срок службы этого элемента.

### Сущность изобретения

В настоящем изобретении предлагается решение существующей в настоящее время проблемы создания сравнительно небольшого по высоте блока предназначенных для конверсии углеводородов вертикальных реакторов с высоким характеристическим отношением, не подверженных повышенному износу его изменяющих направление потока элементов. Предлагаемый в изобретении блок реакторов конверсии углеводородов содержит

а) несколько вертикальных реакторов, каждый из которых имеет первый конец, через который в реактор попадает катализатор, и второй конец, через который катализатор выходит из реактора,

б) зону сепарации с несколькими входами, предназначенную для отделения катализатора от продукта протекающей в реакторах реакции конверсии углеводородов,

в) несколько изменяющих направление потока элементов, каждый из которых направляет поток материала из второго конца соответствующего вертикального реактора на соответствующий вход в зону сепарации, и

г) по меньшей мере один обратный канал для прохода катализатора, который соединяет зону сепарации с первыми концами вертикальных реакторов и по которому катализатор из зоны сепарации попадает к первым концам вертикальных реакторов.

При этом по меньшей мере один из изменяющих направление потока элементов представляет собой колено, меняющее направление потока на  $90^\circ$  и содержащее зону, способную временно задерживать частицы катализатора перед изменением направления их движения к соответствующему входу в зону сепарации, за счет чего достигаются существенное уменьшение эрозии изменяющего направление потока элемента и увеличение срока службы этого элемента, за счет воздействия поднимающегося вверх по реактору с высокой скоростью потока газа со взвешенными в нем частицами катализатора не на стенку, а на собирающиеся в указанной зоне частицы катализатора.

В одном из предпочтительных вариантов осуществления изобретения зона, способная временно задерживать частицы катализатора, формируется посредством снабжения указанного колена перегородкой, к которой примыкает эта зона и выходной элемент, через который частицы катализатора из указанной зоны попадают в зону сепарации.

В предпочтительном осуществлении по изменяющему направлению потока элементу поток продукта конверсии, не вступившего в реакцию исходного материала и катализатора из верхней части вертикального реактора, попадает в один из нескольких боковых входов зоны сепарации. Боковые входы в зону сепарации предпочтительно располагать в ее верхней части. Наличие изменяющих направление потока элементов, по каждому из которых поток материала из верхнего конца вертикального реактора попадает в расположенный в верхней части зоны сепарации вход, позволяет существенно уменьшить высоту зоны сепарации, а следовательно, и высоту всего блока реакторов, предназначенных для конверсии углеводородов.

Кроме того, расположение предназначенных для конверсии углеводородов вертикальных реакторов не под зоной сепарации, а рядом с ее боковыми вертикальными стенками, позволяет, не увеличивая размеров блока, увеличить количество вертикальных реакторов в блоке. Увеличение количества реакторов позволяет соответственно увеличить и производительность блока.

В одном из предпочтительных вариантов осуществления изобретения предлагается блок предназначенных для конверсии углеводородов вертикальных реакторов, каждый из которых имеет первый конец, через который в реактор попадает катализатор, второй конец, через который из реактора выходит катализатор, и проходящую между ними центральную ось, или центральную линию. Зона сепарации предлагаемого в этом варианте осуществления изобретения блока вертикальных реакторов имеет несколько входов, расположенных не на осях соответствующих вертикальных реакторов, и предназначена для отделения катализатора от продукта протекающей в блоке реакции конверсии углеводородов. Вторые концы вертикальных реакторов соединены с соответствующими входами в зону сепарации изменяющими направление потока элементами. Предлагаемый в этом варианте осуществления изобретения блок вертикальных реакторов конверсии углеводородов имеет сборник катализатора, из которого катализатор попадает в вертикальные реакторы, и обратный канал для прохода катализатора, соединяющий сборник катализатора с зоной сепарации.

В другом из вариантов осуществления изобретения отделение катализатора от продуктов протекающей в реакторах реакции конверсии углеводородов происходит в зоне сепарации, которая имеет несколько входов. Предлагаемый в этом варианте осуществления изобретения блок реакторов имеет несколько изменяющих направление потока элементов, через каждый из которых поток материала из второго конца соответствующего вертикального реактора попадает в соответствующий вход зоны сепарации. Зона сепарации соединена с первыми концами вертикальных реакторов по меньшей мере одним обратным каналом для прохода катализатора, по которому катализатор из зоны сепарации возвращается обратно к первым концам вертикальных реакторов.

В настоящем изобретении предлагается также способ конверсии углеводородов в описанном блоке реакторов, заключающийся в том, что

(а) псевдоожижаемый катализатор переводят под действием оживающего агента в псевдоожиженное состояние,

(б) катализатор и исходный материал подают в несколько вертикальных реакторов, которые являются частью блока реакторов, предназначенного для конверсии углеводородов,

(в) исходный материал вводят в контакт с катализатором в нескольких вертикальных реакторах в условиях, при которых исходный материал превращается в продукт конверсии,

(г) продукт конверсии и катализатор направляют в несколько изменяющих направление потока элементов, по каждому из которых поток продукта конверсии и катализатора через выход соответствующего вертикального реактора попадает в зону сепарации,

(д) катализатор отделяют от продукта конверсии в зоне сепарации, соединенной с изменяющими направление потока элементами,

(е) катализатор возвращают из зоны сепарации в вертикальные реакторы и

(ж) повторяют стадии (а)-(е).

Отделение катализатора от продукта конверсии происходит по меньшей мере у одной из боковых стенок зоны сепарации, которая имеет несколько входов, каждый из которых соединен с соответствующим изменяющим направление потока элементом и расположен на боковой стенке зоны сепарации. Предлагаемый в этом варианте осуществления изобретения блок реакторов имеет также обратный канал для прохода катализатора, соединенный с боковыми отводами, которые вместе с обратным каналом соединяют зону сепарации с первыми концами вертикальных реакторов.

#### **Краткое описание чертежей**

Ниже изобретение более подробно рассмотрено на примере некоторых предпочтительных вариантов его осуществления со ссылкой на прилагаемые чертежи, на которых показано:

на фиг. 1 - частично изображенный в разрезе предлагаемый в изобретении блок предназначенных для конверсии углеводородов вертикальных реакторов,

на фиг. 2 - другой вариант выполнения частично изображенного в разрезе предлагаемого в изобретении блока предназначенных для конверсии углеводородов вертикальных реакторов;

на фиг. 3А-В - три варианта выполнения показанной в поперечном сечении верхней части предлагаемого в изобретении блока предназначенных для конверсии углеводородов вертикальных реакторов,

на фиг. 4 - поперечное сечение выполненного в виде колена участка изменяющего направление потока элемента, предлагаемого в одном из вариантов настоящего изобретения,

на фиг. 5 - вид сбоку участка вертикального реактора, соединенного с циклонным сепаратором,

на фиг. 6 - поперечное сечение предлагаемой в другом варианте осуществления настоящего изобретения системы циркуляции катализатора с J-образным боковым отводом обратного канала.

#### **Предпочтительные варианты осуществления изобретения**

В настоящем изобретении предлагается блок из нескольких предназначенных для конверсии углеводородов вертикальных реакторов, каждый из которых соединен с изменяющим направление потока элементом. Каждый изменяющий направление потока элемент меняет направление потока продукта конверсии, не вступившего в реакцию углеводородного исходного материала и катализатора, и направляет его из верхнего конца соответствующего вертикального реактора в один из нескольких входов зоны сепарации. Входы в зону сепарации предпочтительно располагать на боковой стенке в верхней части зоны сепарации. Наличие изменяющих направление потока элементов, по каждому из которых поток материала из верхнего конца вертикального реактора попадает в зону сепарации через расположенные в ее верхней части входы, позволяет уменьшить высоту зоны сепарации и, как следствие этого, высоту всего блока реакторов. Предлагаемые в изобретении решения, кроме того, исключают необходимость в размещении верхних концов вертикальных реакторов внутри зоны сепарации и поэтому позволяют уменьшить размеры корпуса зоны сепарации.

На фиг. 1 в разрезе показан предлагаемый в одном из вариантов обозначенный позицией 110 блок реакторов конверсии углеводородов (РКУ). Блок 110 реакторов РКУ состоит из корпуса 160, зоны 124 сепарации, нескольких вертикальных реакторов 114, распределителя 154 исходного материала и обратного канала 130 для прохода катализатора. В блоке реакторов, показанном на фиг. 1, в зоне 124 сепарации, которая расположена в корпусе 160, продукт конверсии отделяется от катализатора, который используется для ускорения протекающей в реакторах реакции конверсии. Корпус 160 и зона 124 сепарации имеют первый конец 162 и второй конец 128. В зоне 124 сепарации целесообразно расположить один или несколько сепараторов 126, предназначенных для отделения продуктов конверсии от катализатора. В качестве таких сепараторов 126 можно использовать циклонные сепараторы, фильтры, сетки, отражатели, пластины, конусы и другие устройства, которые можно использовать для отделения продуктов конверсии от катализатора. Показанные на фиг. 1 сепараторы 126 представляют собой циклонные сепараторы. В других (не показанных на чертежах) вариантах предлагается использовать сепараторы, расположенные не в зоне 124 сепарации, а снаружи, или одновременно сепараторы, расположенные и в зоне сепарации, и снаружи.

Вертикальные реакторы 114 блока расположены рядом с корпусом 160 и зоной 124 сепарации. Каждый вертикальный реактор 114 имеет первый конец 116, через который в него попадают катализатор и

углеводородный исходный материал, в котором в присутствии катализатора протекает реакция конверсии углеводородов. Показанные на фиг. 1 вертикальные реакторы 114 цилиндрической формы имеют центральную ось 158, проходящую от первого конца 116 реактора к его второму концу 118. Вертикальные реакторы без центральной оси, т.е. реакторы, которые не имеют форму цилиндра или конуса, имеют линию центров (центроиду), которая проходит от первого конца реактора до его второго конца перпендикулярно плоскости поперечного сечения реактора. В предпочтительном варианте осуществления изобретения зона 124 сепарации имеет цилиндрическую форму с центральной осью 166, которая проходит предпочтительно параллельно центральным осям 158 вертикальных реакторов 114. Каждый вертикальный реактор 114 имеет также второй конец 118, через который из реактора выходят катализатор, продукты конверсии и возможно не вступивший в реакцию углеводородный исходный материал. Первый конец 116 каждого вертикального реактора 114 оканчивается отверстием 164, через которое в реактор 114 попадает катализатор. Количество вертикальных реакторов 114 в блоке 110 реакторов РКУ зависит от протекающего в нем процесса конверсии углеводородов. Предлагаемый в изобретении блок 110 реакторов РКУ может иметь два, три, четыре, пять, шесть или даже больше шести вертикальных реакторов 114.

Вертикальные реакторы 114 могут иметь самую разнообразную геометрию. В варианте, показанном на фиг. 1 и 2, вертикальный реактор имеет форму цилиндра. Вертикальные реакторы могут также иметь форму одиночного прямого усеченного конуса. К другим, не ограничивающим объем изобретения формам вертикальных реакторов относятся треугольные призмы и усеченные пирамиды, прямоугольные и квадратные призмы и усеченные пирамиды, пятиугольные, шестиугольные, семиугольные и восьмиугольные призматойды и их усеченные формы, общего вида и прямые. В качестве других не ограничивающих объем изобретения форм вертикальных реакторов можно назвать различные многогранники, такие как тетраэдр, октаэдр, додекаэдр или икосаэдр, конические сферы и сферические секторы, торы и бочки круглой, эллиптической или параболической формы и их усеченные формы, общего вида и прямые. В принципе, в предлагаемом в изобретении блоке реакторов вертикальные реакторы и/или зона сепарации могут иметь любую форму с любым сочетанием всех перечисленных выше геометрических форм.

В предлагаемом в изобретении блоке реакторов по меньшей мере один из вертикальных реакторов 114, а предпочтительно несколько вертикальных реакторов 114, расположен(-ы) снаружи корпуса 160. В блоках реакторов с цилиндрическим корпусом 160 вертикальные реакторы 114 расположены за пределами максимального диаметра корпуса 160. Вертикальные реакторы 114 предпочтительно не должны располагаться непосредственно под зоной 124 сепарации. В одном из вариантов осуществления изобретения предлагается блок реакторов, вертикальные реакторы 114 которого расположены рядом с зоной 124 сепарации. В этом варианте вторые концы 118 вертикальных реакторов 114 входят внутрь зоны 124 в плоскости, расположенной выше второго конца 128 зоны 124 сепарации.

Второй конец 118 каждого вертикального реактора 114 соединен с изменяющим направление потока элементом 120. Для разъяснения аспектов изобретения, связанных с созданием небольшого по высоте блока вертикальных реакторов с высоким характеристическим отношением, такой изменяющий направление потока элемент 120 схематично представлен в виде согнутой трубы для наглядного представления основной функции элемента подобного типа, и в который из вертикального реактора 114 через его второй конец 118 попадают катализатор, продукты конверсии и возможно не вступивший в реакцию исходный материал и далее проходят по нему, попадая через расположенный на боковой стенке корпуса 160 вход 122 в зону сепарации. Однако следует понимать, что согласно изобретению указанный изменяющий направление потока элемент при более подробном рассмотрении представляет собой колено, меняющее направление потока на  $90^\circ$  и содержащее зону, способную временно задерживать частицы катализатора перед изменением направления их движения к соответствующему входу в зону сепарации, например, как это подробно представлено в детальном фрагменте на фиг. 4 и описано ниже. В предпочтительном варианте осуществления изобретения вход 122 в зону сепарации расположен не на центральной оси 158 (или центроиде) вертикального реактора 114. Под углом изменения направления потока катализатора, продуктов конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала в изменяющем направлении потока элементе 120 подразумевается угол, на который поворачивается протекающий по этому элементу из второго конца 118 вертикального реактора 114 на вход 122 зоны сепарации попадающий в него из вертикального реактора поток катализатора, продуктов конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала. В варианте, показанном на фиг. 1, изменяющий направление потока элемент меняет направление потока на угол, равный углу  $\theta$  между центральной осью 158 вертикального реактора (или соответственно его центроидой) и изображенным стрелкой 170 направлением потока катализатора, продуктов конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала на входе в зону сепарации. В показанном на фиг. 1 варианте угол  $\theta$  изменения направления потока в изменяющем направлении потока элементе равен приблизительно  $90^\circ$ .

В одном из вариантов осуществления изобретения (не показанном на чертежах) предлагается блок реакторов конверсии углеводородов с еще одной группой вертикальных реакторов, расположенных под зоной сепарации. Каждый из вертикальных реакторов этой второй группы имеет первый конец, и второй

конец, и проходящую между ними вторую центральную ось. Зона сепарации в этом варианте осуществления изобретения имеет вторую группу входов, расположенных на центральных осях вертикальных реакторов второй группы. Каждый из вертикальных реакторов второй группы может проходить внутри зоны сепарации. Такое выполнение блока реакторов позволяет при тех же размерах зоны сепарации значительно увеличить количество вертикальных реакторов. Увеличение количества реакторов позволяет соответственно увеличить и количество продукта конверсии углеводородов, получаемого в одном блоке реакторов.

Размеры вертикальных реакторов 114, показанных на фиг. 1, зависят от целого ряда параметров, таких как приведенная скорость газа, гидродинамика твердых частиц катализатора, давление и производительность всего блока РКУ. В предлагаемом в настоящем изобретении блоке высота каждого вертикального реактора может составлять от 10 до 70 м, а ширина (диаметр) - от 1 до 3 м. Все вертикальные реакторы 114 блока имеют, по существу, одинаковую высоту или одинаковое расстояние между их первыми и вторыми концами 116, 118. Целесообразно, чтобы разница в высоте вертикальных реакторов 114 не превышала 20%. Более предпочтительно, чтобы разница в высоте реакторов не превышала 10%, преимущественно 1%.

В одном из вариантов осуществления изобретения все вертикальные реакторы 114 имеют, по существу, одну и ту же площадь поперечного сечения по всей высоте реактора. Предпочтительно, чтобы площадь поперечного сечения каждого из вертикальных реакторов не превышала 12 м<sup>2</sup>. Более предпочтительно, чтобы площадь поперечного сечения каждого из вертикальных реакторов не превышала 7 м<sup>2</sup>. В оптимальном варианте площадь поперечного сечения каждого из вертикальных реакторов не должна превышать 3,5 м<sup>2</sup>. Целесообразно, чтобы разница в площадях поперечного сечения вертикальных реакторов 114 не превышала 20%. Более предпочтительно, чтобы разница в площадях поперечного сечения реакторов не превышала 10%, наиболее предпочтительно 1%. При использовании вертикальных реакторов с разной по высоте площадью поперечного сечения целесообразно, чтобы разница в площадях максимального и минимального поперечных сечений разных вертикальных реакторов не превышала 20%. Более предпочтительно, чтобы разница в площадях максимального и минимального поперечных сечений разных вертикальных реакторов не превышала 10%. В наиболее предпочтительном варианте разница в площадях максимального и минимального поперечных сечений разных вертикальных реакторов не должна превышать 1%. Предпочтительно, чтобы ширина (или диаметр) каждого из вертикальных реакторов составляла от 1 до 3 м.

Целесообразно, чтобы изменение площади поперечного сечения каждого из вертикальных реакторов по высоте не превышало 50%. Более предпочтительно, чтобы изменение площади поперечного сечения каждого из вертикальных реакторов по высоте не превышало 30%, наиболее предпочтительно не превышало 10%.

В одном из вариантов осуществления изобретения для подачи в вертикальные реакторы 114 исходного материала предлагается использовать по меньшей мере один распределитель 154, расположенный рядом с первыми концами 116 вертикальных реакторов 114. Распределитель 154, в который исходный материал подается по трубопроводу 150, направляет исходный материал в один или несколько вертикальных реакторов 114. В другом, не показанном на чертежах варианте предлагаемый в изобретении блок реакторов РКУ имеет несколько расположенных у первых концов 116 вертикальных реакторов 114 распределителей 154 исходного материала, предназначенных для подачи в реакторы исходного материала, находящегося в разном состоянии, например один распределитель служит для подачи в реакторы исходного материала в виде паров, а другой распределитель - для подачи в реакторы жидкого исходного материала. Распределитель 154 состоит из корпуса и нескольких патрубков 152. Каждый патрубок 152 распределителя входит внутрь одного из вертикальных реакторов 114 через соответствующее отверстие, расположенное на конце реактора. На конце каждого патрубка 152 расположена головка 112. Расположенная на конце патрубка 152 головка 112 находится рядом с первым концом 116 вертикального реактора 114. Головка 112 патрубка распределителя предпочтительно должна входить внутрь вертикального реактора 114. Головку 112 патрубка распределителя предпочтительно располагать в отверстии 164 первого конца 116 вертикального реактора 114 или над этим отверстием. Для регулирования расхода исходного материала, подаваемого в вертикальные реакторы, можно использовать соответствующий (не показанный на схеме) регулятор расхода, расположенный на распределителе 154, или регуляторы расхода, расположенные на каждом патрубке 152 внутри первого конца каждого реактора. Такой или такие регуляторы расхода можно использовать не только для регулирования расхода, но и для измерения количества исходного материала, подаваемого в вертикальные реакторы. Кроме того, на головке 112 каждого патрубка распределителя можно установить не показанное на схеме сопло, способствующее более эффективному распределению подаваемого в каждый вертикальный реактор 114 исходного материала. Каждую головку 112 можно также закрыть соответствующей (не показанной на схеме) сеткой, или плунжером, или другим подобным устройством, препятствующим попаданию катализатора из реакторов через патрубки 152 в распределитель 154.

Расположенная в корпусе 124 зона сепарации соединена с вертикальными реакторами 114 по меньшей мере одним обратным каналом 130 для прохода катализатора. Несмотря на то, что на фиг. 1 и 2

показан только один обратный канал 130, реально предлагаемый в изобретении блок 100 реакторов РКУ может иметь один, два, три, четыре, пять, шесть и более обратных каналов 130. При наличии в блоке нескольких обратных каналов каждый из них используется для подачи катализатора из зоны циркуляции непосредственно в один из вертикальных реакторов. Обычно, хотя и не обязательно, для возврата катализатора из зоны сепарации в вертикальные реакторы используют один обратный канал 130, расположенный в центре между реакторами 114. В таком варианте соединение обратного канала с вертикальными реакторами осуществляется с помощью нескольких отводов 136. Показанный на фиг. 1 обратный канал 130 расположен в центре блока между вертикальными реакторами 114. Обратный канал 130 имеет первый конец 140 и второй конец 142. Первый конец 140 обратного канала 130 соединен со вторым концом 128 корпуса 160 зоны сепарации, а второй конец 142 обратного канала 130 соединен с боковыми отводами 136, которые направляют катализатор из центрального обратного канала в первые концы 116 вертикальных реакторов 114.

Боковые отводы 136 отходят от обратного канала 130 к каждому вертикальному реактору 114 и соединяют вертикальные реакторы 114 с центральным обратным каналом 130. Каждый боковой отвод имеет первый конец 168, расположенный ближе к сборнику 134 катализатора и соединенный с обратным каналом 130, и второй конец 148, соединенный с вертикальным реактором 114. Катализатор проходит через отвод 136 из его первого конца 168 ко второму концу 148. Количество боковых отводов 136 центрального обратного канала предпочтительно должно соответствовать количеству вертикальных реакторов 114, каждый из которых должен быть соединен по меньшей мере с одним отводом 136. Расход катализатора в обратном канале 130 можно регулировать с помощью соответствующего(-их) регулятора(-ов) расхода 144, установленного(-ых) в центральном обратном канале 130 и/или на его каждом боковом отводе 136. В качестве регулятора расхода катализатора можно использовать шаровой, пробковый или золотниковый клапан.

В варианте, показанном на фиг. 1, второй конец 142 центрального обратного канала 130 и его боковые отводы 136 образуют сборник (или коллектор) 134 катализатора. Сборник 134 катализатора соединен с боковыми отводами 136 центрального обратного канала. В сборнике 134 находится катализатор, который используется в блоке 110 реактора для конверсии углеводородов. Для специалистов в данной области будет очевидно, что граница между сборником 134 катализатора и обратным каналом 130 может меняться, по меньшей мере, частично в зависимости от уровня катализатора, находящегося в сборнике 134 и в боковых отводах 136 центрального обратного канала.

Под сборником 134 катализатора расположен по меньшей мере один распределитель 132 оживающего агента. Распределитель 132 оживающего агента имеет патрубок, через который в заполненный катализатором сборник 134 и в обратный канал 130 подают оживающий агент. Как показано на фиг. 1, такие же распределители 132 оживающего газа можно установить на центральном обратном канале 130 и/или на боковых отводах 136, используя их для перевода находящегося в них катализатора в псевдоожиженное состояние. В сборнике 134 катализатора можно установить еще один (не показанный на чертежах) рассекатель оживающего агента, предназначенный для более эффективного псевдоожижения находящегося в сборнике катализатора. В качестве такого дополнительного рассекателя можно использовать, например, решетку, сетку или перфорированную пластину. По меньшей мере один дополнительный рассекатель оживающего агента предпочтительно располагать в плоскости, перпендикулярной центральной оси 166 (или центроиде) зоны 124 сепарации над одним или несколькими распределителями 132 оживающего агента.

На фиг. 6 показан обозначенный позицией 700 выполненный в виде J-образного колена боковой отвод центрального обратного канала, предлагаемого в другом варианте осуществления настоящего изобретения. Показанный на фиг. 6 центральный обратный канал 712 соединен со сборником 710 катализатора, который выполнен аналогично сборнику 134 катализатора, показанному на фиг. 1. Обратный канал 712 системы циркуляции катализатора соединен с несколькими стояками или боковыми отводами 708, через которые катализатор, предпочтительно в псевдоожиженном виде, из центрального обратного канала 712 и/или сборника 710 попадает в первый конец соответствующего вертикального реактора 706. Так, в частности, катализатор из бокового отвода 708 попадает в U-образное колено 714, которое соединяет второй конец бокового отвода 708 с первым концом соответствующего вертикального реактора 706. На каждом боковом отводе 708 можно аналогично показанному на фиг. 1 варианту установить соответствующий не показанный на чертеже регулятор расхода катализатора. Сборник 710 катализатора, боковые отводы 708 или U-образные колена 714 соединены с одним или несколькими распределителями 702 оживающего агента, который предназначен для перевода находящегося в них катализатора в псевдоожиженное состояние. В этом варианте осуществления изобретения исходный оксигенат подают в вертикальные реакторы 706 сбоку через распылительные сопла 704. Такой способ подачи в реакторы исходного материала не препятствует, в отличие от показанных на фиг. 1 и 2 патрубков 152, свободному течению катализатора, который по боковым отводам центрального обратного канала возвращается из зоны сепарации в вертикальные реакторы.

Показанный на фиг. 1 блок 110 реакторов конверсии углеводородов может также иметь выход, соединяемый с трубопроводом 146 для отбора из блока 110 реакторов отработанного катализатора, напри-

мер, для его регенерации. Трубопровод 146 для отбора катализатора можно соединить не только, как показано на фиг. 1, со вторым концом 128 корпуса 160 зоны сепарации, но и с любой другой точкой блока 110. Таким образом, предлагаемый в изобретении блок 110 реакторов конверсии углеводородов может иметь не показанную на чертежах систему регенерации используемого в нем катализатора. Такая система регенерации отработанного катализатора соединяется с блоком 110 реакторов РКУ соответствующей системой трубопроводов. Система регенерации отработанного катализатора содержит соединенный с блоком 110 реакторов регенератор катализатора и при необходимости соединенный с регенератором и блоком реакторов не показанный на чертежах десорбер (отпарной аппарат). Такой десорбер соединяется с выходным патрубком корпуса 162 зоны сепарации блока реакторов первым трубопроводом, часть которого обозначена на чертеже позицией 146. Второй, не показанный на чертеже трубопровод, соединяет десорбер с регенератором. Третий трубопровод, входной участок которого обозначен на чертеже позицией 156, соединяет регенератор катализатора с входным патрубком корпуса 160 зоны сепарации. Для регулирования расхода катализатора на первом трубопроводе, соединяющем десорбер с корпусом 160 зоны сепарации, можно установить не показанный на чертеже регулятор расхода. Дополнительно к этому или альтернативно этому регулятор расхода катализатора можно установить и на втором трубопроводе, соединяющем десорбер с регенератором. Регулятор расхода катализатора можно также установить и на третьем трубопроводе, соединяющем корпус 160 зоны сепарации с регенератором. В качестве регуляторов расхода катализатора можно использовать любые известные устройства, предназначенные для регулирования расхода катализатора в соответствующих трубопроводах. В качестве примеров таких устройств, предназначенных для регулирования расхода катализатора, можно назвать шаровые, пробковые и золотниковые клапаны. Десорбер можно выполнить в виде отдельного аппарата либо в виде аппарата, встроенного в регенератор. По третьему трубопроводу регенерированный катализатор можно возвращать в любую точку блока 110 реакторов РКУ. Так, например, в разных вариантах осуществления изобретения обработанный в десорбере и регенераторе катализатор возвращают либо отдельно, либо одновременно в любом сочетании в зону 124 сепарации, как показано на фиг. 1, в обратный канал 130, в сборник 134 катализатора, в боковые отводы 136 и непосредственно в вертикальные реакторы 114.

Показанный на фиг. 1 блок 100 реакторов работает следующим образом.

Сначала в блок 110 реакторов загружают катализатор в количестве, необходимом для проведения определенной реакции конверсии углеводородов. В качестве катализатора используют соответствующий катализатор переводимого в псевдооживленное состояние типа. По меньшей мере часть катализатора должна находиться в обратном канале 130 и в сборнике 134 катализатора. Для перевода катализатора в псевдооживленное состояние в обратном канале 130 и в сборнике 134 используют оживающий агент, который подают в блок 110 реакторов РКУ через распределители 132. В качестве не ограничивающих объем изобретения примеров оживающего агента можно назвать инертные газы, азот, водяной пар, диоксид углерода, углеводороды и воздух. Выбор конкретного оживающего агента зависит от типа протекающей в блоке 100 реакторов РКУ реакции конверсии углеводородов. Оживающий агент должен быть неактивным (инертным), т.е. не должен участвовать в протекающей в реакторах РКУ блока 110 реакции конверсии. Иными словами, оживающий агент не должен играть никакой роли в протекающем в блоке 110 реакторов РКУ процессе конверсии углеводородов, а должен только переводить находящийся в блоке катализатор в псевдооживленное состояние.

После перевода катализатора в псевдооживленное состояние в блок 110 реакторов РКУ через распределитель 154 подают исходный материал. Подаваемый в блок реакторов РКУ исходный материал попадает в корпус распределителя 154, проходит через патрубки 152 распределителя 154 и выходит из головок 112 распределителя 154. Выходящий из головок распределителя исходный материал попадает через первые концы 116 внутрь всех вертикальных реакторов 114 блока. Целесообразно в каждый вертикальный реактор 114 подавать, по существу, равное количество одного и того же исходного материала. Выражение "по существу, равное количество одного и того же исходного материала" означает, что разница в количестве исходного материала, подаваемого через распределитель 154 в каждый вертикальный реактор 114, не превышает 25 об.%, а разница в содержании в исходном материале, подаваемом в отдельные вертикальные реакторы 114, различных компонентов не превышает 25 мас.%. В более предпочтительном варианте осуществления изобретения разница в количестве исходного материала, подаваемого через распределитель 154 в каждый вертикальный реактор 114, не превышает 10 об.%, а разница в содержании в исходном материале, подаваемом в отдельные вертикальные реакторы 114, различных компонентов не превышает 10 мас.%. В наиболее предпочтительном варианте осуществления изобретения разница в количестве исходного материала, подаваемого через распределитель 154 в каждый вертикальный реактор 114, не превышает 1 об.%, а разница в содержании в исходном материале, подаваемом в отдельные вертикальные реакторы 114, различных компонентов не превышает 1 мас.%.

При определенной разности давлений между скоростным напором исходного сырья, подаваемого в первые концы 116 вертикальных реакторов 114, и высотой столба псевдооживленного катализатора в обратном(-ых) канале(-ах) 130 и в сборнике 134 на входе в вертикальные реакторы создается разрежение, под действием которого катализатор из сборника 134 попадает в первые концы 116 вертикальных реакторов 114. Перемещение катализатора в вертикальных реакторах 114 происходит по хорошо известному прин-

ципу эдуктора, в соответствии с которым для перемещения одной жидкости (в данном случае псевдоожигенного катализатора) используют кинетическую энергию другой жидкости (в данном случае исходного материала). Нагнетаемый в вертикальные реакторы 114 катализатор проходит от первого конца 116 реактора до его второго конца 118. При перемещении катализатора и исходного материала в вертикальных реакторах 114 в результате реакции конверсии углеводородов образуется продукт конверсии. Расход катализатора в каждом вертикальном реакторе 114 можно регулировать с помощью установленных на боковых отводах центрального обратного канала регуляторов 144.

В выполненном таким образом блоке 110 реакторов РКУ каждый вертикальный реактор 114 работает, по существу, одинаково. При конверсии углеводородов предлагаемым в изобретении способом расход исходного материала и катализатора в каждом вертикальном реакторе 114 должен быть предпочтительно одинаковым. В этом случае процесс конверсии во всех вертикальных реакторах и селективность в отношении продукта конверсии будут проходить одинаково и в оптимальных рабочих условиях.

Продукт(-ы) конверсии, возможно не вступивший в реакцию исходный материал и катализатор попадают через второй конец 118 вертикального реактора 114 в изменяющий направление потока элемент 120. Этот элемент выполнен предпочтительно в виде согнутой трубы, колена или другого изменяющего направление потока устройства, в которое попадает выходящий из второго конца 118 вертикального реактора 114 поток катализатора, продуктов конверсии и не вступившего в реакцию исходного материала. Изменяющий направление потока элемент 120 меняет направление выходящего из второго конца вертикального реактора 114 потока катализатора, продуктов конверсии и не вступившего в реакцию исходного материала и направляет его через боковой вход 122 в зону сепарации 124. Выходящий(-ие) из изменяющего направление потока элемента продукт(-ы) конверсии, возможно не вступивший в реакцию исходный материал и катализатор попадают в расположенную внутри корпуса 160 зону 124 сепарации. В зоне 124 сепарации продукт конверсии и возможно не вступивший в реакцию исходный материал отделяются от катализатора в расположенных в зоне сепарации сепараторах 126, в качестве которых можно использовать циклонные сепараторы, фильтры, сетки, отражатели, пластины, конусы и другие устройства, которые позволяют отделить продукт конверсии вместе с не вступившим в реакцию исходным материалом от катализатора. Для отделения продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала от катализатора целесообразно использовать показанные на фиг. 1 соединенные друг с другом последовательно циклонные сепараторы. Отделенные от катализатора продукты конверсии вместе с возможно не вступившим в реакцию исходным материалом отбирают из корпуса 160 по трубопроводу 138 и направляют на дальнейшую обработку, в процессе которой, например, его разделяют на отдельные компоненты и очищают.

Выходной(-ые) патрубков(-ки) 176 сепаратора(-ов) 126 соединен(-ы) с корпусом 172, образующим в зоне сепарации внутреннюю полость. Корпус 172 внутренней полости 174 крепится изнутри к верхней стенке корпуса 160 зоны 124 сепарации. Выходящие из сепараторов 126 через их выходные патрубки 176 продукт конверсии и возможно не вступивший в реакцию исходный материал собираются во внутренней полости 174 корпуса 172 и выходят из нее по трубопроводу 138. По трубопроводу 138, который соединен с расположенной в зоне 124 сепарации внутренней полостью 174, отбираемый из блока реакторов продукт конверсии вместе с возможно не вступившим в реакцию исходным материалом направляют на дальнейшую обработку. Расположенную в верхней части зоны сепарации отдельную внутреннюю полость обычно используют в блоках реакторов с несколькими сепараторами, например в вариантах, показанных на фиг. 1 и 2. Как показано на этих чертежах, наличие в зоне сепарации внутренней полости, корпус 172 которой соединен с выходными патрубками 176 всех расположенных в зоне сепарации сепараторов 126, позволяет использовать для отбора из блока реакторов всего полученного в нем продукта конверсии один-единственный трубопровод 138.

Отделенный от продуктов конверсии и не вступившего в реакцию исходного материала катализатор из корпуса 160 зоны сепарации по обратному каналу 130 возвращается обратно в сборник 134. Из корпуса 160 зоны сепарации катализатор попадает в первый конец 140 обратного канала 130 и через второй конец 142 обратного канала 130 возвращается в сборник 134. При необходимости для регулирования расхода катализатора в обратном канале 130 можно установить соответствующие регуляторы 144 расхода. Для нормальной работы регуляторы 144 расхода должны быть расположены ниже верхней границы находящегося в обратном канале 130 псевдоожигенного катализатора.

Как уже было отмечено выше, в предлагаемом в изобретении блоке реакторов РКУ по меньшей мере часть отработанного катализатора при необходимости регенерируют в регенераторе. Регенерируемый катализатор отбирают из корпуса 160 через выходной патрубок и при необходимости по трубопроводу 146 подают в десорбер. Расход катализатора в трубопроводе, соединяющем десорбер с блоком 110 реакторов, можно при необходимости регулировать соответствующим (не показанным на чертеже) регулятором расхода. В десорбере отработанный катализатор очищают от большей части легко удаляемых из него органических материалов (органических соединений). Процесс очистки катализатора в десорбере при определенном режиме конверсии хорошо известен специалистам в данной области. Обработанный в десорбере катализатор по второму (не показанному на чертеже) трубопроводу подают в регенератор. Количество катализатора, подаваемого из десорбера в регенератор по второму трубопроводу, можно при не-

обходимости регулировать одним или несколькими установленными на трубопроводе регуляторами расхода. В регенераторе из отработанного катализатора, по меньшей мере, частично удаляют образовавшиеся в нем в процессе конверсии углеродсодержащие отложения. Регенерированный катализатор по третьему трубопроводу возвращают обратно в корпус 160 предлагаемого в изобретении блока 110 реакторов. Количество регенерированного катализатора, возвращаемого в блок реакторов по третьему трубопроводу, можно при необходимости регулировать одним или несколькими установленным на трубопроводе регуляторами расхода. Для более эффективного перемещения регенерированного катализатора из регенератора обратно в блок 110 реакторов РКУ в третий трубопровод подают соответствующий газ-носитель. Регенерированный катализатор подают в корпус 160 зоны сепарации через входной патрубок 156.

Показанный на фиг. 2 блок реакторов РКУ, который выполнен аналогично блоку реакторов, показанному на фиг. 1, имеет отстойник 204 катализатора, предназначенный для более эффективного удаления катализатора из зоны сепарации. В этом варианте осуществления изобретения обратный канал 130 для прохода катализатора имеет расположенную внутри второго конца 128 корпуса 160 вертикальную перегородку 202 и воронку 208. Перегородка 202 и воронка 208 образуют отстойник 204, в котором собирается катализатор до отбора из корпуса 160 по трубопроводу 146. Заполняющий отстойник 204 катализатор ссыпается из отстойника 204 через верхний край перегородки 202 в обратный канал 130.

В варианте, показанном на фиг. 2, первые концы 168 боковых отводов 136 центрального обратного канала образуют сборник катализатора. В отличие от варианта, показанного на фиг. 1, в варианте, показанном на фиг. 2, боковые отводы 136 центрального обратного канала соединяются друг с другом в вершине 206, а не в разных точках сборника 134 катализатора. В варианте, показанном на фиг. 2, расход катализатора, попадающего из зоны сепарации в вертикальные реакторы 114, регулируют с помощью описанных выше регуляторов 144 расхода. В вершине, в которой боковые отводы 136 соединяются друг с другом, расположен показанный на фиг. 2 распределитель 210 оживающего агента, который способствует попаданию катализатора из центрального обратного канала в боковые отводы 136. В заключение следует отметить, что показанный на фиг. 2 блок реакторов РКУ работает точно так же, как и блок реакторов РКУ, показанный на фиг. 1.

На фиг. 3А-3В в виде сверху показано несколько возможных вариантов расположения вертикальных реакторов и зоны сепарации предлагаемого в изобретении блока реакторов конверсии углеводородов. Предлагаемый в изобретении блок 110 реакторов РКУ может состоять не только из четырех, как это показано на фиг. 3А-3В, но и из двух, трех, четырех, пяти, шести или большего количества реакторов, расположенных таким же образом вокруг корпуса зоны 124 сепарации.

На фиг. 3А показано возможное расположение вертикальных реакторов 114 блока 110 реакторов РКУ, изображенного на фиг. 1. Показанные на фиг. 3А вертикальные реакторы 114 расположены снаружи зоны 124 сепарации рядом с ее корпусом 160. Каждый вертикальный реактор 114 соединен с изменяющим направление потока элементом 120, по которому поток катализатора, продукта конверсии и не вступившего в реакцию исходного материала попадает из верхней части вертикального реактора 114 в расположенный на боковой стенке корпуса 160 вход 122 в зону 124 сепарации. Каждый изменяющий направление потока элемент 120 направляет, как показано на фиг. 1, выходящий из верхней части вертикального реактора 114 поток катализатора, продукта конверсии и не вступившего в реакцию исходного материала в зону 124 сепарации, предпочтительно в направлении ее центральной оси (или центроиды) 166. Изменяющий направление потока элемент можно изготовить из трубы, согнутой в одной плоскости, проходящей через центральную линию (или центроиду) 166 зоны 124 сепарации и центральную линию (или центроиду) 158 вертикального реактора 114, как это показано на фиг. 1. Поток материала, выходящего из верхней части вертикальных реакторов 114, направление которого на фиг. 3А обозначено стрелкой 300, движется предпочтительно перпендикулярно воображаемой касательной к наружной цилиндрической поверхности корпуса 160 зоны 124 сепарации, проходящей рядом с центром входа 122 в зону сепарации. Если корпус и зона сепарации имеют отличную от цилиндрической форму, то поток выходящего из реактора материала должен быть направлен, по существу, перпендикулярно расположенному рядом с входом 122 участку поверхности корпуса 160. При таком расположении изменяющих направление потока элементов катализатор, продукт конверсии и не вступивший в реакцию исходный материал, выходящие из вертикальных реакторов, расположенных у противоположных сторон зоны 124 сепарации, направлены навстречу друг другу, а именно движутся в направлении расположенных в зоне сепарации сепараторов 126, показанных на фиг. 1 и 2, и поэтому эффективно перемешиваются друг с другом, увеличивая продолжительность реакции конверсии углеводородов, которая в этом случае может в течение некоторого периода времени продолжаться и в зоне 124 сепарации.

На фиг. 3Б показан другой вариант выполнения предлагаемого в изобретении блока реакторов РКУ, в котором для более эффективного отделения продуктов конверсии углеводородов от катализатора используется циклон, который образуется в зоне сепарации. Такой циклон образуется в зоне сепарации потоком материала, который с высокой приведенной скоростью газа попадает в нее через согнутые по дуге окружающие изменяющие направление потока элементы из вертикальных реакторов. Показанные на фиг. 3Б вертикальные реакторы 310 расположены снаружи зоны 124 сепарации рядом с ее корпусом 160. Каждый вертикальный реактор 310 соединен с изменяющим направление потока согнутым по дуге ок-

ружности элементом 306, который направляет поток катализатора, продукта конверсии и не вступившего в реакцию исходного материала из верхней части вертикального реактора 310 в зону 124 сепарации. Изменяющие направление потока элементы 306 можно изготовить из трубы, согнутой в нескольких плоскостях. Обозначенный на чертеже стрелкой 302 поток выходящего из верхней части вертикального реактора 310 материала направлен предпочтительно под острым углом, т.е. не перпендикулярно, к проходящей через вход 314 в зону сепарации воображаемой касательной к цилиндрической наружной поверхности корпуса 160 зоны 124 сепарации. В этом варианте осуществления изобретения входы 314 в зону сепарации смещены относительно соответствующих вертикальных реакторов 310. Каждый согнутый по дуге окружности изменяющий направление потока элемент 306 направляет выходящий из верхней части вертикального реактора 310 обозначенный стрелкой 302 поток катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала через вход 314 к периферии зоны 124 сепарации. "Периферией зоны сепарации" является ее внешняя область, расположенная за пределами показанной на фиг. 1 центральной оси 166 или центральной области зоны сепарации 124. В предпочтительном варианте осуществления изобретения каждый изменяющий направление потока элемент 306 направляет поток выходящего из соответствующего вертикального реактора 310 материала в расположенные симметрично периферийные участки зоны сепарации. Выходящие из изменяющих направление потока элементов в симметрично расположенные периферийные участки зоны сепарации потоки катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала образуют в зоне 124 сепарации циклон. Образующийся в зоне сепарации циклон обеспечивает аналогично показанным на фиг. 1 и 2 циклонным сепараторам 126 эффективное отделение в зоне сепарации катализатора от продуктов реакции и возможно не вступившего в реакцию исходного материала. Образование в зоне сепарации циклона позволяет уменьшить количество расположенных в зоне 124 сепарации сепараторов 126 и обеспечивает такую же или даже лучшую по сравнению с обычными блоками реакторов РКУ сепарацию катализатора.

На фиг. 3В показан еще один вариант выполнения предлагаемого в изобретении блока реакторов РКУ, в котором, как и в варианте, показанном на фиг. 3Б, для более эффективного отделения продуктов конверсии углеводородов от катализатора используют образующийся в зоне сепарации циклон. Такой циклон образуется в зоне 124 сепарации потоком материала, который с высокой приведенной скоростью газа попадает в нее через изменяющие направление потока элементы 308 из вертикальных реакторов. Показанные на фиг. 3В вертикальные реакторы 312 расположены снаружи зоны 124 сепарации рядом с ее корпусом 160. В этом варианте осуществления изобретения вертикальные реакторы 312 смещены в сторону от реакторов в вариантах, показанных на фиг. 3А и 3Б. Каждый вертикальный реактор 312 соединен с изменяющим направление потока элементом 308, который направляет поток катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала из верхней части вертикального реактора 312 в зону 124 сепарации. Обозначенный на чертеже стрелкой 304 поток выходящего из верхней части вертикального реактора 312 материала направлен предпочтительно под острым углом, т.е. не перпендикулярно, к проходящей через вход 316 в зону сепарации воображаемой касательной к цилиндрической наружной поверхности корпуса 160 зоны 124 сепарации. Каждый изменяющий направление потока элемент 308 направляет выходящий из верхней части вертикального реактора 312 обозначенный стрелкой 304 поток катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала к периферии зоны 124 сепарации. В предпочтительном варианте осуществления изобретения каждый изменяющий направление потока элемент направляет поток выходящего из соответствующего вертикального реактора 312 материала в расположенные симметрично периферийные участки зоны 124 сепарации. Выходящие из изменяющих направление потока элементов в симметрично расположенные периферийные участки зоны сепарации потоки катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала образуют в зоне 124 сепарации циклон.

Изменяющие направление потока элементы показанного на фиг. 1-3 блока реакторов РКУ можно изготовить в виде колена, показанного на фиг. 4. В этом варианте осуществления изобретения каждый показанный на фиг. 4 вертикальный реактор 402 соединен с выполненным в виде колена и обозначенным позицией 400 изменяющим направление потока элементом, который состоит из отражающей частицы катализатора плоской перегородки 408, зоны 412, в которой остаются отраженные от перегородки частицы катализатора, и выходного элемента 404, через который находящиеся в потоке газа частицы катализатора попадают из реактора в зону сепарации. Поднимающиеся вверх по вертикальному реактору 402 в потоке продукта конверсии и не вступившего в реакцию исходного материала частицы катализатора попадают в расположенную под перегородкой зону 412. При сравнительно высокой приведенной скорости потока газа некоторые частицы катализатора сталкиваются с внутренней поверхностью 410 перегородки 408. В идеале при достаточно большой приведенной скорости газа отраженные от перегородки частицы катализатора в течение некоторого периода времени остаются в расположенной под перегородкой зоне 412. Поднимающийся вверх по вертикальному реактору 402 поток газов с частицами катализатора увлекает собирающиеся под перегородкой в зоне 412 частицы катализатора и переносит их в выходной элемент 404. Выходной элемент 404 направляет попадающие в него из зоны 412 частицы катализатора вместе с продуктом конверсии и возможно не вступившим в реакцию исходным материалом к расположенному на стенке корпуса 160 входу 414 в зону сепарации. Выходной элемент 404 можно изготовить из

трубы или в виде другой полой детали соответствующей формы, направляющей поток катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала из зоны 412 на вход 414 в зону сепарации. Воздействие поднимающегося вверх по реактору с высокой скоростью потока газа со взвешенными в нем частицами катализатора не на стенку, а на собирающиеся под перегородкой в зоне 412 частицы катализатора существенно уменьшает эрозию изменяющего направление потока элемента 400. Угол между центральной осью вертикального реактора 402 и осью выходного элемента 404 должен составлять около  $90^\circ$ .

Как показано на фиг. 1 и 2, изменяющий направление потока элемент 120 направляет поток катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала из вертикального реактора 114 в расположенный на боковой стенке корпуса 160 вход 122 в зону сепарации. В этом варианте осуществления изобретения катализатор, продукт конверсии и возможно не вступивший в реакцию исходный материал из реакторов попадают напрямую в зону 124 сепарации. Первая часть катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала попадает в один или несколько расположенных в зоне сепарации сепараторов 126, в которых катализатор отделяется от продукта конверсии, например, под действием центробежной силы. Вторая часть катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала минует сепараторы 126 и в не обработанном в сепараторах виде попадает в обратный канал 130.

На фиг. 5 показан другой вариант выполнения предлагаемого в изобретении и обозначенного позицией 500 блока реакторов РКУ, в котором весь материал из изменяющего направление потока элемента попадает в один или несколько сепараторов 506, в которых происходит отделение катализатора от продукта конверсии углеводородов. В этом варианте осуществления изобретения один или несколько вертикальных реакторов 504 напрямую, минуя зону 124 сепарации, соединены с сепараторами 508. Показанный на фиг. 5 вертикальный реактор 504 соединен с изменяющим направление потока элементом 502, который пропускает выходящий из реактора поток катализатора, продукта реакции и не вступившего в реакцию исходного материала через стенку корпуса 160 зоны 124 сепарации (на данной фигуре изменяющий направление потока элемент для простоты также представлен схематично, но предпочтительно представляет собой элемент, отдельно показанный на фиг. 4). В отличие от рассмотренных выше вариантов, в этом варианте изменяющий направление потока элемент 502 может проходить внутрь корпуса зоны 124 сепарации и направлять поток катализатора, продукта реакции и не вступившего в реакцию исходного материала на вход 508 в сепаратор 506. Вместо показанных на фиг. 5 двух соединенных последовательно циклонных сепараторов изменяющий направление потока элемент 502 можно соединить с сепараторами любого другого описанного выше типа. В сепараторе 506 катализатор эффективно отделяется от продукта протекающей в реакторах реакции конверсии углеводородов. Целесообразно каждый вертикальный реактор соединить изменяющим направление потока элементом с одним сепаратором. В другом варианте один сепаратор можно использовать для сепарации катализатора, продукта конверсии и возможно не вступившего в реакцию исходного материала из нескольких вертикальных реакторов, соединив его с ними несколькими изменяющими направление потока элементами. Закрытые в этом варианте осуществления изобретения соединенными с ними сепараторами вертикальные реакторы позволяют расположить сепаратор снаружи, вне зоны 124 сепарации. При таком расположении сепаратора размер зоны сепарации может быть существенно уменьшен. Кроме того, в этом варианте осуществления изобретения для сепарации катализатора можно использовать дополнительные расположенные снаружи циклонные сепараторы, увеличение количества которых не требует увеличения размеров зоны сепарации.

Вертикальные реакторы и обратные каналы для прохода катализатора могут иметь не только показанное на различных чертежах круглое поперечное сечение, но и любое другое поперечное сечение, при котором предлагаемый в изобретении блок реакторов РКУ может нормально работать. Так, в частности, можно использовать вертикальные реакторы и обратные каналы для прохода катализатора с эллиптическим поперечным сечением, многоугольным поперечным сечением и с поперечным сечением, состоящим из эллиптических участков и участков многоугольников. Предпочтительной формой поперечного сечения вертикальных реакторов и обратных каналов для прохода катализатора является круг и правильный многоугольник с равными боковыми сторонами. К "правильным" многоугольникам относятся многоугольники, которые не имеют прямых сторон с расположенными внутри границ многоугольника вершинами с углом, большим  $180^\circ$ . Наиболее предпочтительной формой такого поперечного сечения является окружность, треугольник, квадрат и шестиугольник со сторонами равной длины. Площадь любого поперечного сечения легко определяется хорошо известными специалистам геометрическими методами. Точно так же и предпочтительной формой поперечного сечения зоны сепарации является круг или многоугольник с равными боковыми сторонами. Наиболее предпочтительной формой поперечного сечения зоны сепарации является круг, треугольник, квадрат и шестиугольник со сторонами равной длины.

В предлагаемых в изобретении блоках реакторов РКУ вертикальные реакторы не обязательно должны быть расположены, как в показанных на чертежах вариантах, равноудаленно и симметрично относительно зоны сепарации. Так, например, вертикальные реакторы можно расположить на одной стороне зоны сепарации по полусферической схеме. В блоках реакторов, у которых зона сепарации имеет

круглое или приблизительно круглое поперечное сечение, вертикальные реакторы можно расположить в линию вдоль диаметра зоны сепарации. Для специалистов в данной области очевидны и другие возможные варианты взаимного расположения вертикальных реакторов и зоны сепарации в предлагаемых в изобретении блоках реакторов РКУ.

Предлагаемый в изобретении блок реакторов целесообразно использовать в большинстве процессов конверсии углеводородов в псевдооживленном слое катализатора. К типичным реакциям конверсии углеводородов относятся реакции взаимопревращения олефинов, реакции конверсии оксигенатов в олефины, реакции конверсии оксигенатов в бензин, получение малеинового ангидрида, реакции парофазного синтеза метанола, реакции получения фталевого ангидрида, реакции Фишера-Тропша и реакции получения акрилонитрила.

Предлагаемый в настоящем изобретении блок реакторов, в первую очередь, предназначен для проведения реакции конверсии и получения олефинов из оксигенатов. При конверсии оксигенатов в олефины оксигенатный исходный материал вводят в контакт с катализатором в условиях, достаточных для конверсии оксигената в олефин.

При конверсии оксигенатов в легкие олефины используют исходный материал, содержащий оксигенат. В данном контексте под термином "оксигенат" подразумеваются такие кислородсодержащие углеводороды (но не ограничиваясь только ими), как алифатические спирты, простые эфиры, карбонильные соединения (альдегиды, кетоны, карбоновые кислоты, карбонаты и другие подобные соединения) и их смеси. Алифатический фрагмент в предпочтительном варианте должен содержать от 1 до 10, более предпочтительно от 1 до 4, атомов углерода. К таким не ограничивающим объем изобретения оксигенатам относятся низкомолекулярные алифатические спирты с прямой или разветвленной цепью и соответствующие ненасыщенные спирты. В качестве не ограничивающих объем изобретения примеров оксигенатов можно назвать метанол, этанол, n-пропанол, изопропанол, C<sub>4</sub>-C<sub>10</sub>спирты, метилэтиловый эфир, диметилэтиловый эфир, диэтиловый эфир, диизопропиловый эфир, метилформиат, формальдегид, диметилкарбонат, метилэтилкарбонат, ацетон и их смеси. При конверсии углеводородов в качестве оксигената предпочтительно использовать метанол, диметилэтиловый эфир или их смеси. Более предпочтительным оксигенатом является метанол. В подаваемом в вертикальные реакторы исходном материале могут содержаться различные добавки, в частности разбавители.

Вместе с оксигенатами в вертикальные реакторы можно подавать один или несколько разбавителей, содержание которых в смеси исходного материала может составлять от 1 до 99 мол.%. В качестве не ограничивающих объем изобретения примеров разбавителей можно назвать гелий, аргон, азот, монооксид углерода, диоксид углерода, водород, воду, парафины, другие углеводороды (такие, как метан), ароматические соединения и их смеси. К предпочтительным разбавителям относятся, но не ограничиваясь только ими, вода и азот.

Часть исходного материала можно подавать в реактор в жидком виде. Такой жидкой частью исходного материала, подаваемого в реакторы, может служить оксигенат, разбавитель или их смесь. Жидкую часть исходного материала подают в отдельные вертикальные реакторы прямым впрыском или в потоке носителя в виде паров исходного материала или соответствующего газа/разбавителя. Подача в реакторы части исходного материала (оксигената и/или разбавителя) в жидкой фазе позволяет легче контролировать и регулировать температуру в вертикальных реакторах. Эндотермическое тепло испарения жидкой части исходного материала частично абсорбирует экзотермическое тепло реакции конверсии оксигената. Регулируя в исходном материале соотношение между жидкой и паровой фазами, можно регулировать температуру в реакторе, и в частности в вертикальных реакторах.

Количество исходного материала, который подают в реактор в жидком виде вместе с парами исходного материала или отдельно от них, составляет от 1 до 85 мас.% в пересчете на общую массу оксигената и подаваемого в реактор разбавителя. В более предпочтительном варианте осуществления изобретения это соотношение составляет от 1 до 75 мас.%, наиболее предпочтительно от 5 до 65 мас.%. Жидкая и паровая части исходного материала могут иметь один и тот же состав или состоять из разных количеств одних и тех же или разных оксигенатов и одних и тех же или разных разбавителей. Наиболее эффективно в качестве подаваемой в реактор жидкости использовать воду, которая благодаря своей сравнительно высокой теплоте парообразования даже в небольших количествах существенно влияет на температуру реакции. Кроме воды можно использовать и другие перечисленные выше разбавители. При соответствующем выборе температуры и давления подаваемого в реактор исходного оксигената и/или разбавителя по меньшей мере их определенная часть, которая попадает в реактор в жидком виде, вступает во взаимодействие с катализатором или находящимися в реакторе парами исходного материала и/или разбавителя.

Жидкую фракцию исходного материала можно разделить на части и подавать в вертикальные реакторы в разных по высоте точках. В разные по высоте точки реакторов можно подавать исходный оксигенат, разбавитель либо одновременно исходный оксигенат и разбавитель. Обычно в разные по высоте точки реактора подают только разбавитель. Для подачи в вертикальные реакторы жидкой фракции исходного материала можно также использовать соответствующее сопло, распыляющее жидкость на отдельные капли определенного размера, которые увлекаются потоком подаваемого в вертикальные реак-

торы газа и твердых частиц и постепенно испаряются по высоте реакторов. Для более эффективного контроля и регулирования перепада температуры в вертикальных реакторах можно использовать любой из этих способов или одновременно оба способа. Устройства, предназначенные для подачи исходного жидкого материала в разные точки реактора, или конструкция сопла, распыляющего подаваемую в реактор жидкость на капли определенного размера, хорошо известны специалистам в данной области и поэтому не требуют подробного описания.

В качестве катализатора реакции конверсии оксигената в олефин обычно используют молекулярные сита и смеси молекулярных сит. Молекулярные сита подразделяются на цеолитные (цеолиты) или нецеолитные. Катализатор можно приготавливать из смеси цеолитных и нецеолитных молекулярных сит. Предпочтительно использовать катализаторы с нецеолитными молекулярными ситами. В качестве молекулярных сит при проведении реакций конверсии оксигената в олефины предпочтительно использовать молекулярные сита с "узкими" (или "мелкими") и "средними" порами. В молекулярном сите с "узкими порами" их диаметр не превышает 5,0 Å. В молекулярном сите со "средними порами" их диаметр лежит в пределах от 5,0 до 10,0 Å.

В качестве не ограничивающих объем изобретения примеров цеолитных молекулярных сит можно назвать морденит, шабазит, эрионит, ZSM-5, ZSM-34, ZSM-48 и их смеси. Методы получения таких молекулярных сит хорошо известны и не требуют подробного описания. К структурным типам молекулярных сит с мелкими порами, которые можно использовать для конверсии углеводородов предлагаемым в изобретении способом, относятся AEI, AFT, APC, ATN, ATT, ATV, AWW, BIK, CAS, CHA, CHI, DAC, DDR, EDI, ERI, GOO, KFI, LEV, LOV, LTA, MON, PAU, PHI, RHO, ROG, THO и их замещенные формы. К структурным типам молекулярных сит со средними порами, которые можно использовать для конверсии углеводородов предлагаемым в изобретении способом, относятся MFI, MEL, MTW, EUO, MTT, HEU, FER, AFO, AEL, TON и их замещенные формы.

К одной из групп нецеолитных молекулярных сит, которые можно использовать в качестве катализаторов реакции конверсии оксигенатов в олефины, относятся силикоалюмофосфаты ("SAPO"). Молекулярные сита SAPO имеют трехмерную микропористую кристаллическую каркасную структуру, образованную тетраэдрическими фрагментами  $[\text{SiO}_2]$ ,  $[\text{AlO}_2]$  и  $[\text{PO}_2]$  с общими вершинами. Способ включения в такую структуру кремния можно определить с помощью  $^{29}\text{Si}$ -ЯМР-анализа с вращением под магическим углом ( $^{29}\text{Si}$ -ВМУ-ЯМР) (см. Blackwell и Patton, J. Phys. Chem., 92, 1988, с. 3965). Молекулярные сита SAPO имеют один или несколько пиков в  $^{29}\text{Si}$ -ВМУ-ЯМР-спектре с химическим сдвигом  $\delta(\text{Si})$  в диапазоне от -88 до -96 ч./млн и сплошной площадью пиков в диапазоне, составляющем по меньшей мере 20% от общей площади всех пиков, с химическим сдвигом  $\delta(\text{Si})$  в диапазоне от -88 до -115 ч./млн, где химический сдвиг  $\delta(\text{Si})$  определяется по отношению к внешнему стандарту, которым служит тетраметилсилан (ТМС).

При конверсии углеводородов предлагаемым в изобретении способом предпочтительно использовать силикоалюмофосфатные молекулярные сита с относительно низким отношением  $\text{Si}/\text{Al}_2$ . Обычно с уменьшением отношения  $\text{Si}/\text{Al}_2$  уменьшается и селективность реакции в отношении насыщенных  $\text{C}_1$ - $\text{C}_4$  углеводородов, в частности в отношении пропана. При конверсии углеводородов предлагаемым в изобретении способом отношение  $\text{Si}/\text{Al}_2$  должно быть меньше 0,65, более предпочтительно меньше 0,4, наиболее предпочтительно меньше 0,32.

Силикоалюмофосфатные молекулярные сита обычно относят к микропористым материалам, имеющим 8-, 10- или 12-членные кольцевые структуры. Средний размер пор в таких кольцевых структурах обычно составляет от 3,5 до 15 Å. Предпочтительно использовать молекулярные сита SAPO с узкими порами, средний размер которых лежит в пределах от 3,5 до 5 Å, более предпочтительно в пределах от 4,0 до 5,0 Å. Поры с такими размерами обычно имеют молекулярные сита с 8-членными кольцами.

Обычно силикоалюмофосфатные молекулярные сита имеют молекулярный каркас, построенный из тетраэдрических фрагментов  $[\text{SiO}_2]$ ,  $[\text{AlO}_2]$  и  $[\text{PO}_2]$  с общими вершинами. Использование катализаторов с молекулярным каркасом такого типа обеспечивает эффективную конверсию различных оксигенатов в олефины.

В качестве примера силикоалюмофосфатных молекулярных сит, используемых в качестве катализаторов в процессе конверсии оксигенатов в олефины, можно назвать молекулярные сита типа SAPO-5, SAPO-8, SAPO-11, SAPO-16, SAPO-17, SAPO-18, SAPO-20, SAPO-31, SAPO-34, SAPO-35, SAPO-36, SAPO-37, SAPO-40, SAPO-41, SAPO-42, SAPO-44, SAPO-47, SAPO-56, их металлсодержащие формы и их смеси. Предпочтительными являются молекулярные сита SAPO-18, SAPO-34, SAPO-35, SAPO-44 и SAPO-47, из которых наиболее предпочтительными являются молекулярные сита SAPO-18 и SAPO-34, в том числе их металлсодержащие формы и их смеси. Под смесью в данном случае подразумевается соответствующая комбинация тех или иных молекулярных сит или вещество определенного состава из двух или нескольких компонентов в разных пропорциях, независимо от их физического состояния.

При необходимости силикоалюмофосфатный катализатор можно смешать с другими образующими олефины материалами, имеющими структуру молекулярного сита. В настоящее время существует несколько видов молекулярных сит, которые обладают различными свойствами. К структурным типам мо-

лекулярных сит с узкими порами, которые можно использовать для конверсии углеводов предлагаемым в изобретении способом, относятся AEI, AFT, APC, ATN, ATT, ATV, AWW, BIK, CAS, CHA, CHI, DAC, DDR, EDI, ERI, GOO, KFI, LEV, LOV, LTA, MON, PAU, PHI, RHO, ROG, THO и их замещенные формы. К структурным типам молекулярных сит со средними порами, которые можно использовать для конверсии углеводов предлагаемым в изобретении способом, относятся MFI, MEL, MTW, EUO, MTT, HEU, FER, AFO, AEL, TON и их замещенные формы. К предпочтительным молекулярным ситам, которые можно использовать вместе с силикоалюмофосфатным катализатором, относятся ZSM-5, ZSM-34, эрионит и шабазит.

При конверсии углеводов в предлагаемом в изобретении блоке реакторов в качестве катализатора можно также использовать и замещенные молекулярные сита SAPO, образующие класс молекулярных сит, обычно называемых "MeSAPO". Способы получения молекулярных сит типа MeSAPO хорошо известны. Подобные замещенные молекулярные сита SAPO, такие как MeSAPO, также можно с успехом использовать для конверсии углеводов предлагаемым в изобретении способом. К соответствующим не ограничивающим изобретение заместителям "Me" в таких молекулярных ситах относятся никель, кобальт, марганец, цинк, титан, стронций, магний, барий и кальций. Такие заместители можно включать в состав молекулярного сита непосредственно в процессе синтеза молекулярных сит MeSAPO. В другом варианте заместители можно включить в состав катализатора разными способами после синтеза молекулярных сит SAPO или MeSAPO. К таким не ограничивающим объем изобретения способам относятся ионный обмен, влажное вживление заместителей в кристаллическую решетку молекулярного сита, сухое смешение, влажное смешение, механическое смешение и их комбинации.

Молекулярные сита MeSAPO обычно имеют узкие поры, размеры которых не превышают 5 Å. В качестве не ограничивающих объем изобретения примеров таких молекулярных сит с узкими порами можно назвать NiSAPO-34, CoSAPO-34, NiSAPO-17, CoSAPO-17 и их смеси.

К другой группе молекулярных сит, которые можно использовать для конверсии оксигенатов в олефины предлагаемым в изобретении способом, относятся замещенные алюмофосфаты (ALPO), известные как "MeAPO", при этом предпочтительны MeAPO с узкими порами. Способы получения таких молекулярных сит MeAPO хорошо известны. К не ограничивающим объем изобретения заместителям в этих молекулярных ситах относятся никель, кобальт, марганец, цинк, титан, стронций, магний, барий и кальций. Такие заместители можно включать в состав молекулярного сита непосредственно в процессе синтеза молекулярных сит MeAPO. В другом варианте заместители можно включить в состав катализатора разными способами после синтеза молекулярных сит ALPO или MeAPO. К таким не ограничивающим объем изобретения способам относятся ионный обмен, влажное вживление заместителей в кристаллическую решетку молекулярного сита, сухое смешение, влажное смешение, механическое смешение и их комбинации.

Молекулярное сито можно включить в состав твердого материала, предпочтительно твердых частиц, в количестве, достаточном для эффективного катализа необходимой реакции конверсии. Твердые частицы могут состоять из каталитически эффективного количества молекулярного сита и образующего матрицу материала, предпочтительно по меньшей мере из одного наполнителя и связующего, придающих твердой композиции требуемое свойство или требуемые свойства, например необходимую степень разбавления катализатора, механическую прочность и т.д. Такие образующие матрицу материалы часто бывают по своей природе пористыми в определенной степени и часто обладают определенной не избирательной каталитической активностью, способствуя образованию нежелательных продуктов, а также ускоряют или не ускоряют необходимую реакцию конверсии. К таким образующим матрицу материалам, т.е. наполнителям и связующим, относятся, например, различные синтетические вещества или материалы природного происхождения, оксиды металлов, глины, кремнеземы, глиноземы, кремнеземы-глиноземы, кремнеземы-магнезии, кремнеземы-диоксиды циркония, кремнеземы-диоксиды тория, кремнеземы-оксиды бериллия, кремнеземы-оксиды титана, кремнеземы-глиноземы-диоксиды тория, кремнеземы-глиноземы-диоксиды циркония и смеси этих материалов.

Твердый катализатор предпочтительно содержит от 1 до 99 мас.%, более предпочтительно от 5 до 90 мас.%, наиболее предпочтительно от 10 до 80 мас.%, молекулярного сита, и от 1 до 99%, предпочтительно от 5 до 90 мас.%, наиболее предпочтительно от 10 до 80 мас.%, образующего матрицу материала.

Способы получения твердых каталитических композиций, в частности твердых частиц, состоящих из молекулярного сита и образующего матрицу материала, хорошо известны и поэтому не требуют подробного описания.

В состав катализатора могут входить также различные связующие, наполнители или другие материалы, повышающие его каталитическую активность, износостойкость, способность к регенерации и придающие катализатору другие необходимые свойства. Целесообразно, чтобы в условиях реакции катализатор мог находиться в псевдооживленном состоянии. Размеры частиц катализатора должны лежать в пределах от примерно 20 до примерно 3000 мкм, предпочтительно от примерно 30 до примерно 200 мкм, более предпочтительно от примерно 50 до 150 мкм. Путем соответствующей обработки катализатора можно придать необходимые физические и химические свойства. Не ограничивающими объем изобретения примерами такой обработки являются обжиг, измельчение в шаровой мельнице, дробление, истира-

ние, распылительная сушка, гидротермическая обработка, кислотная обработка, щелочная обработка и их комбинации.

Конверсию оксигенатов в олефины в предлагаемом в изобретении блоке вертикальных реакторов РКУ следует проводить при приведенной скорости газа в реакторе, большей 1 м/с. В контексте настоящего изобретения "приведенная скорость газа" равна объемному расходу находящегося в парообразном состоянии исходного материала и любого разбавителя, деленному на площадь поперечного сечения реактора. Из-за наличия в продукте конверсии оксигената поднимающегося вверх по реактору легкого олефина приведенная скорость газа в разных точках реактора может быть разной в зависимости от общего количества молей газа, находящегося в этом месте реактора, и его поперечного сечения, температуры, давления и других параметров, от которых зависит работа реактора. Приведенная скорость газа, включая любой содержащийся в исходном материале разбавитель, в любой точке реактора не должна быть меньше 1 м/с. Предпочтительно, чтобы приведенная скорость газа в любой точке реактора превышала 2 м/с. Более предпочтительно, чтобы в любой точке реактора приведенная скорость газа была больше 2,5 м/с. Еще более предпочтительно, чтобы в любой точке реактора приведенная скорость газа была больше 4 м/с. Наиболее предпочтительно, чтобы приведенная скорость газа в любой точке реактора была более 8 м/с.

При таких приведенных скоростях газа вертикальный реактор начинает работать в пробковом режиме вытеснения двухфазного потока. При приведенной скорости газа свыше 1 м/с уменьшение осевой диффузии или обратного перемешивания газов приводит к снижению внутренней циркуляции содержащихся в потоке газа твердых частиц. (Идеальный пробковый режим с вытеснением двухфазного потока наступает в реакторе в тот момент, когда движение элементов однородного текучего реагента начинает напоминать движение пробок в направлении, параллельном оси реактора.) Снижение обратного перемешивания газов в реакторе при конверсии оксигенатов увеличивает селективность в отношении необходимых легких олефинов.

При приведенной скорости газа, равной или большей 1 м/с, выходящие из вертикальных реакторов газы могут уносить из реакторов существенную часть находящегося в них катализатора. По меньшей мере часть катализатора, уносимого из реакторов газами, возвращают обратно в реакторы по обратному каналу и снова используют в реакторах для конверсии подаваемого в них исходного материала.

Массовый расход катализатора, состоящего из молекулярного сита и других материалов, таких как связующие, наполнители и т.д., должен превышать в 1-100 раз, более предпочтительно в 10-80 раз, наиболее предпочтительно в 10-50 раз, общий расход подаваемых в реактор оксигенатов.

Температура конверсии оксигенатов в легкие олефины может меняться в широких пределах в зависимости, по меньшей мере частично, от катализатора, содержащейся в катализаторе части регенерированного катализатора и конструкции блока реакторов и отдельных реакторов. Процесс конверсии оксигенатов в легкие олефины не ограничен какой-либо конкретной температурой, однако, для получения лучших результатов температура реакции должна составлять от примерно 200 до примерно 700°C, более предпочтительно от примерно 250 до примерно 600°C, наиболее предпочтительно от примерно 300 до примерно 500°C. При снижении температуры обычно снижается скорость реакции и существенно падает скорость образования получаемого легкого олефина. С другой стороны, при температурах, превышающих 700°C, не происходит образования оптимального количества легких олефинов и одновременно резко возрастает скорость образования на катализаторе отложений из кокса и насыщенных легких олефинов.

Легкие олефины, хотя и не всегда в оптимальных количествах, образуются в широком диапазоне давлений, которые могут меняться в пределах от 0,1 кПа до 5 МПа, при этом объем изобретения не ограничен этими значениями.

Предпочтительно давление в реакторах должно лежать в пределах от 5 кПа до 1 МПа, более предпочтительно от 20 до 500 кПа. Приведенные выше значения давления не относятся к возможному разбавителю, а являются парциальным давлением исходного материала, представляющего собой кислородсодержащие соединения (оксигенаты) и/или их смеси. При конверсии углеводородов предлагаемым в изобретении способом можно работать и с давлениями, выходящими за указанные выше пределы. Предлагаемый в изобретении блок реакторов не исключает возможности получения легких олефинов и при меньших, и при больших давлениях, которые могут отрицательно сказаться на селективности, глубине конверсии, скорости образования кокса и/или скорости реакции.

Конверсия оксигенатов в предлагаемом в изобретении блоке реакторов может происходить в широком диапазоне среднечасовых скоростей подачи сырья (СЧСПС), которые определяются общей массой подаваемых в вертикальные реакторы оксигенатов в течение каждого часа, деленной на массу находящегося в реакторах молекулярного сита катализатора. При расчете общей массы учитывают и парообразную, и жидкую фазы всех подаваемых в реакторы оксигенатов. Несмотря на возможное наличие в катализаторе других материалов, обладающих инертными свойствами, наполнителей или связующих, при вычислении СЧСПС учитывают только массу молекулярного сита, находящегося в вертикальных реакторах. Для псевдооживления находящегося в реакторе в условиях реакции катализатора СЧСПС оксигенатов должна быть достаточно высокой. Обычно при конверсии оксигенатов СЧСПС должна составлять от примерно 1 до примерно 5000 ч<sup>-1</sup>, более предпочтительно от примерно 2 до примерно 3000 ч<sup>-1</sup>, наиболее

лее предпочтительно от примерно 5 до примерно 1500 ч<sup>-1</sup>. Было установлено, что при конверсии оксигенатов в олефины при СЧСПС, большей 20 ч<sup>-1</sup>, происходит уменьшение количества метана, содержащегося в продукте конверсии. Поэтому при конверсии оксигенатов предлагаемым в изобретении способом СЧСПС не должна быть меньше 20 ч<sup>-1</sup>. При наличии в исходном материале метанола, диметилового эфира или их смесей СЧСПС должна быть больше 20 ч<sup>-1</sup>, предпочтительно должна лежать в пределах от примерно 20 до 300 ч<sup>-1</sup>.

Конверсию оксигенатов в олефины наиболее предпочтительно проводить при СЧСПС, равной, минимум, 20 ч<sup>-1</sup>, и при скорректированной по температуре нормализованной селективности к образованию метана (СТНСМ), меньшей 0,016. Под СТНСМ имеется в виду нормализованная селективность к образованию метана (НСМ) при температуре менее 400°С. НСМ определяется измеренным или пересчитанным в мас.% количеством полученного метана, деленным на измеренное или пересчитанное в мас.% количество полученного этилена. При температуре более 400°С СТНСМ определяется по следующей формуле:

$$\text{СТНСМ} = \frac{\text{НСМ}}{1 + ((T - 400/400) \times 14,84)},$$

где Т обозначает среднюю температуру в реакторе в °С.

Для повышения экономической эффективности процесса конверсии и уменьшения количества подлежащего повторной обработке исходного материала глубина конверсии оксигенатов должна быть достаточно высокой. Если самой оптимальной по экономическим соображениям является 100%-ная конверсия оксигената, то минимальное количество нежелательных побочных продуктов обычно образуется при глубине конверсии, близкой или меньшей 98%. При экономически приемлемом количестве подвергающегося повторной конверсии исходного материала, достигающем 50%, глубина конверсии должна составлять приблизительно от 50 до 98%. Добиться такой глубины конверсии (от 50 до 98%) можно с помощью различных, хорошо известных специалистам в данной области подходов. В качестве не ограничивающих объем изобретения примеров таких подходов можно назвать регулирование температуры реакции, давления, расхода (среднечасовой скорости подачи сырья и/или приведенной скорости газа), скорости циркуляции катализатора, изменение конструкции блока и отдельных реакторов, изменение состава исходного материала, изменение относительного содержания в исходном материале жидкой и паровой фаз (о чем более подробно сказано ниже), изменение количества регенерируемого катализатора, изменение глубины регенерации катализатора и других параметров, влияющих на процесс конверсии.

В процессе конверсии оксигенатов в легкие олефины на частицах катализатора, используемого для промотирования реакции конверсии, образуются углеродистые отложения (или кокс). По мере роста таких углеродистых отложений, твердый катализатор постепенно теряет свои каталитические свойства и способность катализировать реакции конверсии исходных оксигенатов в легкие олефины. Таким образом, в некоторый момент времени катализатор частично дезактивируется. После потери катализатором своей способности катализировать реакцию конверсии оксигенатов в олефины он становится полностью инертным. В одном из вариантов осуществления изобретения при конверсии оксигенатов в олефины часть катализатора отбирают из зоны реакции и, если не полностью, то, по меньшей мере, частично регенерируют (восстанавливают). В процессе регенерации из катализатора удаляют образовавшиеся в реакторе углеродистые отложения. Целесообразно, чтобы отбираемый из реактора катализатор был, по меньшей мере, частично дезактивирован. Остающийся в реакторах катализатор непрерывно циркулирует в блоке по замкнутому контуру без всякой регенерации, о чем говорилось выше. Регенерированный катализатор, охлажденный или не охлажденный, возвращают обратно в реактор. В одном из вариантов осуществления изобретения количество катализатора, отбираемого из блока реакторов и регенерируемого в регенераторе, составляет от примерно 1 до примерно 99% от всего количества выходящего из реакторов катализатора. В более предпочтительном варианте осуществления изобретения это соотношение составляет от примерно 0,2 до примерно 50%, наиболее предпочтительно от примерно 0,5 до примерно 5%.

В другом варианте осуществления изобретения часть катализатора, содержащего молекулярное сито и другие материалы, такие как связующие, наполнители и т.д., отбирают из реактора и после регенерации в регенераторе возвращают обратно в реактор в определенном количестве, которое примерно в 0,1-10 раз, более предпочтительно примерно в 0,2-5 раз, наиболее предпочтительно примерно в 0,3-3 раза, кратно общему количеству подаваемых в реакторы оксигенатов. Такие количества относятся только к катализаторам, содержащим лишь молекулярное сито и не включающим неактивные твердые частицы. Общее количество твердых частиц, т.е. катализатора и неактивных частиц, отбираемых из реактора для регенерации и возвращения обратно в реактор, изменяется в зависимости от количества неактивных твердых частиц в общем количестве твердых частиц.

Предпочтительно, чтобы регенерация катализатора в регенераторе происходила в присутствии газа, содержащего кислород или другие окислители. В качестве примера таких окислителей можно назвать, но не ограничиваясь только ими, O<sub>2</sub>, O<sub>3</sub>, SO<sub>3</sub>, N<sub>2</sub>O, NO, NO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O<sub>5</sub> и их смеси. В качестве регенерирующего катализатора газа можно также использовать воздух или воздух, разбавленный азотом или диоксидом углерода. Концентрацию кислорода в воздухе можно уменьшить до определенного уровня в целях свести до минимума возможность перегрева или образования горячих точек в регенераторе. Катализатор можно

также подвергать восстановительной регенерации водородом, смесью водорода и монооксида углерода или другими восстановительными газами.

Катализатор можно регенерировать самыми разными способами в периодическом, непрерывном, полунепрерывном или смешанном режиме. Предпочтительно катализатор регенерировать в непрерывном режиме. Так, в частности, при конверсии углеводородов в предлагаемом в изобретении блоке реакторов после обработки катализатора в регенераторе количество остающегося на частицах катализатора кокса должно лежать в пределах от примерно 0,01 до примерно 15 мас.% в пересчете на массу всего катализатора.

Температура, при которой происходит регенерация катализатора, должна лежать в пределах от примерно 250 до примерно 750°C, предпочтительно от примерно 500 до примерно 700°C. Поскольку регенерация катализатора происходит при температуре, существенно большей температуры реакции конверсии оксигенатов, по меньшей мере часть регенерированного катализатора до подачи обратно в реакторы приходится охлаждать до более низкой температуры. Обычно при конверсии оксигенатов в oleфины для этого используют соответствующий не показанный на чертежах охладитель, выполненный отдельно от регенератора и предназначенный для охлаждения обработанного в регенераторе катализатора. При охлаждении регенерированного катализатора его температура снижается до температуры, которая может быть примерно на 200°C больше или примерно на 200°C меньше температуры, с которой катализатор выходит из реактора. В наиболее предпочтительном варианте осуществления изобретения регенерированный твердый сыпучий катализатор охлаждают до температуры, которая примерно на 10-200°C меньше температуры, с которой катализатор выходит из блока реакторов. Охлажденный до такой температуры регенерированный катализатор возвращают затем обратно в блок реакторов, или в регенератор, или одновременно в блок реакторов и в регенератор. По трубопроводу, который соединяет регенератор с блоком реакторов, регенерированный катализатор можно вернуть в любое место блока реакторов. Регенерированный катализатор можно возвращать обратно в сборник во избежание его контакта с исходным материалом, в зону сепарации для обработки продукта конверсии или одновременно в то и в другое место.

В одном из вариантов осуществления изобретения частично потерявший свои каталитические свойства катализатор до регенерации обрабатывают в десорбере, или отпарном аппарате, в котором с частиц катализатора удаляют преобладающую часть органических материалов (органических соединений), которые остаются в катализаторе в процессе конверсии углеводородов. В процессе такой обработки через отработанный катализатор при повышенной температуре пропускают газ, абсорбирующий содержащиеся в катализаторе органические материалы. В качестве абсорбирующего газа можно использовать водяной пар, азот, гелий, аргон, метан, CO<sub>2</sub>, CO, водород и их смеси. Предпочтительнее в качестве абсорбирующего газа использовать водяной пар. Среднечасовую скорость подачи газа (СЧСПГ, которая зависит от отношения объема газа к объему твердого сыпучего катализатора и кокса) выбирают в пределах от примерно 0,1 до примерно 20000 ч<sup>-1</sup>. Температура абсорбирующего газа колеблется от примерно 250 до примерно 750°C, предпочтительно от примерно 350 до примерно 675°C.

Предлагаемый в изобретении способ конверсии углеводородов в предпочтительные oleфины может предусматривать дополнительную стадию получения оксигенатов из других углеводородов, таких как нефть, уголь, битуминозный песок, сланец, биомасса и природный газ. Способы получения оксигенатов из таких углеводородов хорошо известны. К таким способам относятся, в частности, получение спирта или простого эфира путем ферментации, получение синтез-газа и его последующая конверсия в спирт или простой эфир. Синтез-газ можно получать разными известными способами, например конверсией с водяным паром, автотермическим реформингом и частичным окислением.

Для специалистов в данной области очевидно, что из oleфинов, полученных в результате конверсии оксигенатов, можно путем полимеризации получать полиолефины, в частности, полиэтилен и полипропилен. Способы получения полиолефинов из oleфинов хорошо известны в данной области. Предпочтительны при этом каталитические процессы полимеризации. К наиболее предпочтительным катализаторам относятся металлоцены, катализатор Циглера-Натта и кислотные каталитические системы. Ссылки на такие катализаторы можно найти, например, в патентах US 3258455, US 3305538, US 3364190, US 5892079, US 4659685, US 4076698, US 3645992, US 4302565 и US 4243691. Обычно при полимеризации полиолефинов полученный в результате конверсии oleфин обрабатывают образующим полиолефин катализатором при необходимых для образования полиолефина давлении и температуре.

Предпочтительно в качестве образующего полиолефин катализатора использовать металлоценовый катализатор. Полимеризацию oleфинов предпочтительно проводят при температуре от 50 до 240°C при низком, среднем или высоком давлении в пределах от 1 до 200 бар. Полимеризацию в растворе с возможным использованием инертного разбавителя проводят предпочтительно при давлении от 10 до 150 бар и при температуре от 120 до 230°C. Полимеризацию oleфинов в газовой фазе обычно проводят при температуре от 60 до 160°C и при давлении от 5 до 50 бар.

Помимо полиолефинов из полученных предлагаемым в изобретении способом конверсии оксигенатов (углеводородов) oleфинов можно получить другие производные oleфинов. К таким не ограничивающим изобретение производным oleфинов относятся альдегиды, спирты, уксусная кислота, линейные альфа-oleфины, винилацетат, этилендихлорид и винилхлорид, а также этилбензол, этиленоксид, этилен-

гликоль, кумол, изопропиловый спирт, акролеин, аллилхлорид, пропиленоксид, акриловая кислота, этилен-пропиленовые каучуки и акрилонитрил, тримеры и димеры этилена, пропилена или бутиленов. Способы получения таких производных олефинов достаточно хорошо известны и поэтому не требуют отдельного рассмотрения.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Блок реакторов конверсии углеводородов, содержащий
  - а) несколько вертикальных реакторов, каждый из которых имеет первый конец, через который в реактор попадает катализатор, и второй конец, через который катализатор выходит из реактора,
  - б) зону сепарации с несколькими входами, предназначенную для отделения катализатора от продукта протекающей в реакторах реакции конверсии углеводородов,
  - в) несколько изменяющих направление потока элементов, каждый из которых направляет поток материала из второго конца соответствующего вертикального реактора на соответствующий вход в зону сепарации, и
  - г) по меньшей мере один обратный канал для прохода катализатора, который соединяет зону сепарации с первыми концами вертикальных реакторов и по которому катализатор из зоны сепарации попадает к первым концам вертикальных реакторов, отличающийся тем, что по меньшей мере один из изменяющих направление потока элементов представляет собой колено, меняющее направление потока на  $90^\circ$  и содержащее зону, способную временно задерживать частицы катализатора перед изменением направления их движения к соответствующему входу в зону сепарации.
2. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.1, отличающийся тем, что он содержит также
  - д) сборник катализатора, из которого катализатор попадает обратно в вертикальные реакторы.
3. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.1 или 2, отличающийся тем, что каждый вертикальный реактор имеет центральную ось, проходящую между первым и вторым концами реактора, причем входы в зону сепарации расположены не на центральных осях вертикальных реакторов.
4. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит также
  - е) несколько боковых отводов, соединенных со сборником катализатора и с первым концом соответствующего вертикального реактора.
5. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит также
  - ж) распределитель исходного материала с несколькими головками, расположенными рядом с первыми концами вертикальных реакторов.
6. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит по меньшей мере два, предпочтительно по меньшей мере три, более предпочтительно по меньшей мере четыре, вертикальных реактора.
7. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.5, отличающийся тем, что из распределителя через головки в каждый вертикальный реактор подается, по существу, одно и то же количество исходного материала.
8. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит также
  - з) соединенный со сборником катализатора распределитель оживающего агента, который предназначен для подачи в сборник катализатора оживающего агента и перевода находящегося в сборнике катализатора в псевдооживающее состояние.
9. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.8, отличающийся тем, что он содержит также
  - и) расположенный в сборнике катализатора рассекатель, через который в сборник катализатора для перевода находящегося в нем катализатора в псевдооживающее состояние подается оживающий агент.
10. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.9, отличающийся тем, что в качестве рассекателя оживающего агента используется решетка, сетка или перфорированный лист.
11. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что обратный канал для прохода катализатора расположен в центре между вертикальными реакторами.
12. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он имеет несколько обратных каналов для прохода катализатора.
13. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.12, отличающийся тем, что он содержит также
  - к) регулятор расхода, установленный по меньшей мере в одном обратном канале.
14. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.13, отличающийся тем, что регулятор расхода установлен в каждом обратном канале.
15. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что в зоне сепарации расположен отстойник, в котором собирается катализатор, который затем ссы-

пается из зоны сепарации в обратный канал.

16. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит также

л) соединенный с ним регенератор катализатора.

17. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.16, отличающийся тем, что он содержит также

м) соединенный с ним и с регенератором предназначенный для очистки катализатора десорбер.

18. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит также

н) по меньшей мере один расположенный в зоне сепарации сепаратор.

19. Блок реакторов конверсии углеводородов по п.18, отличающийся тем, что по меньшей мере один сепаратор выбран из группы, включающей циклонный сепаратор, фильтр, отражатель и их комбинации.

20. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что площадь поперечного сечения каждого вертикального реактора не превышает  $12 \text{ м}^2$ , предпочтительно не превышает  $7 \text{ м}^2$ , более предпочтительно не превышает  $3,5 \text{ м}^2$ .

21. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что высота каждого вертикального реактора составляет от 10 до 70 м.

22. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что высота каждого вертикального реактора составляет от 1 до 3 м.

23. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что площадь поперечного сечения каждого из вертикальных реакторов отличается от площади поперечного сечения другого вертикального реактора не более чем на 20%, предпочтительно не более чем на 10%, более предпочтительно не более чем на 1%.

24. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что колено, изменяющее направление потока на  $90^\circ$ , содержит перегородку, к которой примыкает зона, способная временно задерживать частицы катализатора, и выходной элемент, через который частицы катализатора из указанной зоны попадают в зону сепарации.

25. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит также по меньшей мере один расположенный в зоне сепарации сепаратор, с которым напрямую соединен один или несколько вертикальных реакторов.

26. Блок реакторов конверсии углеводородов по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что он содержит также

о) вторую группу вертикальных реакторов, каждый из которых имеет первый и второй концы и проходящую между ними вторую центральную ось, при этом зона сепарации имеет несколько вторых входов, каждый из которых расположен вдоль соответствующей второй центральной оси.

27. Способ конверсии углеводородов в блоке реакторов по любому из предыдущих пунктов, заключающийся в том, что

(I) псевдоожигаемый катализатор переводят под действием оживающего агента в псевдоожигенное состояние,

(II) катализатор и исходный материал подают в несколько вертикальных реакторов (а),

(III) исходный материал вводят в контакт с катализатором в нескольких вертикальных реакторах (а) в условиях, при которых исходный материал превращается в продукт конверсии,

(IV) продукт конверсии и катализатор направляют в несколько изменяющих направление потока элементов (в),

(V) отделяют катализатор от продукта конверсии в зоне (б) сепарации, соединенной с изменяющим направление потока элементами (в),

(VI) возвращают катализатор из зоны (б) сепарации в вертикальные реакторы (а) и

(VII) повторяют стадии (I)-(VI).

28. Способ по п.27, в котором количество исходного материала, подаваемого в разные вертикальные реакторы, отличается по объему не более чем на 25%, предпочтительно не более чем на 10%, наиболее предпочтительно не более чем на 1%.

29. Способ по п.27, в котором содержание различных компонентов в исходном материале, подаваемом в разные вертикальные реакторы, отличается не более чем на 25 мас.%, предпочтительно не более чем на 10 мас.%, наиболее предпочтительно не более чем на 1 мас.%.

30. Способ по любому из пп.27-29, в котором в качестве оживающего агента используют азот, водяной пар, диоксид углерода, углеводороды или воздух.

31. Способ по любому из пп.27-30, в котором на стадии (V) катализатор направляют из зоны сепарации в обратный канал, который соединен с зоной сепарации и боковыми отводами.

32. Способ по п.31, в котором на стадии (V) катализатор направляют через несколько боковых отводов на вход в соответствующий вертикальный реактор.

33. Способ по любому из пп.27-32, в котором катализатор переводят под действием оживающего агента в псевдоожигенное состояние в обратном канале, или в сборнике катализатора, или одновремен-

но в обратном канале и в сборнике катализатора.

34. Способ по любому из пп.27-33, в котором также

(VIII) после отделения катализатора от продукта конверсии по меньшей мере часть катализатора регенерируют в регенераторе с получением регенерированного катализатора и

(IX) регенерированный катализатор возвращают, по меньшей мере, в зону сепарации, в обратный канал или в сборник катализатора.

35. Способ по п.34, в котором также

(X) до регенерации по меньшей мере части катализатора по меньшей мере часть катализатора обрабатывают в десорбере.

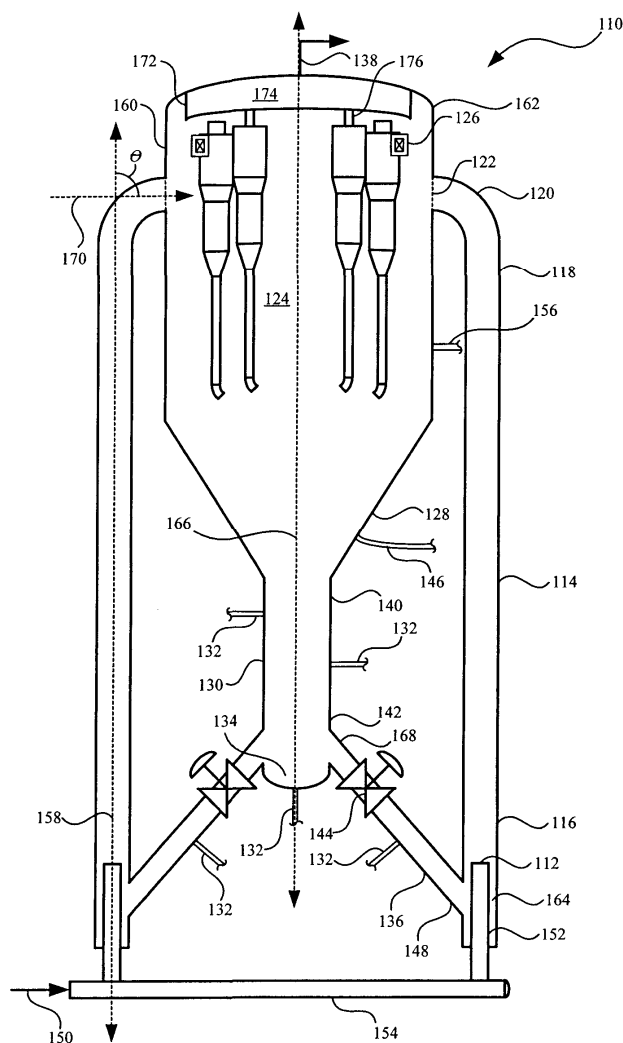
36. Способ по любому из пп.27-35, в котором процесс конверсии углеводородов представляет собой реакцию, выбранную из группы, включающей реакцию взаимопревращения олефинов, реакцию конверсии оксигенатов в олефины, реакцию конверсии оксигенатов в бензин, реакцию получения малеинового ангидрида, реакцию парофазного синтеза метанола, реакцию получения фталевого ангидрида, реакцию Фишера-Тропша и реакцию получения акрилонитрила.

37. Способ по любому из пп.27-36, в котором процесс конверсии углеводородов представляет собой реакцию конверсии оксигенатов в олефины.

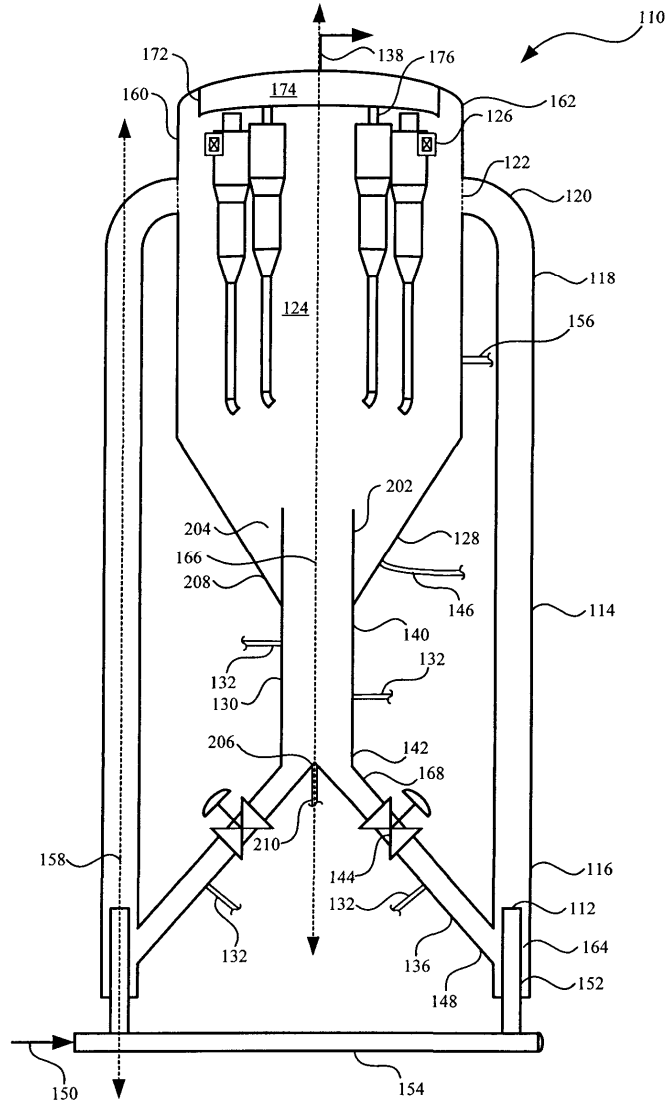
38. Способ по п.37, в котором в качестве катализатора используют силикоалюмофосфатный катализатор.

39. Способ по п.37 или 38, в котором исходный материал выбирают из группы, включающей метанол, этанол, н-пропанол, изопропанол, C<sub>4</sub>-C<sub>10</sub>спирты, метилэтиловый эфир, диметилвый эфир, диэтиловый эфир, диизопропиловый эфир, метилформиат, формальдегид, диметилкарбонат, метилэтилкарбонат, ацетон и их смеси.

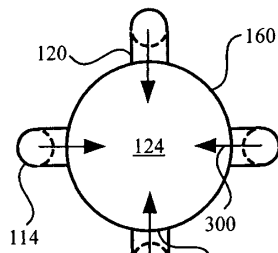
40. Способ по любому из пп.27-39, в котором изменяющие направление потока и расположенные соответствующим образом элементы образуют в зоне сепарации циклон.



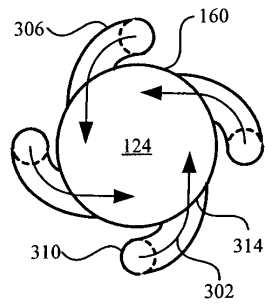
Фиг. 1



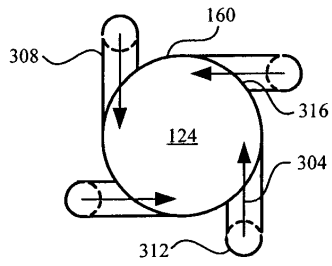
Фиг. 2



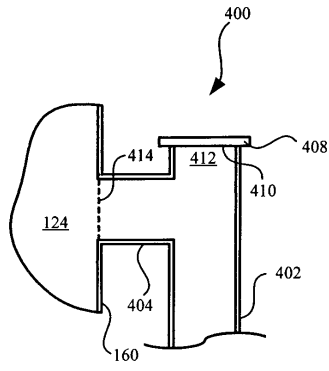
Фиг. 3А



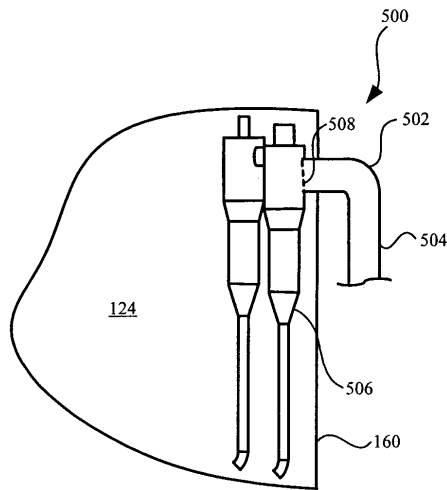
Фиг. 3Б



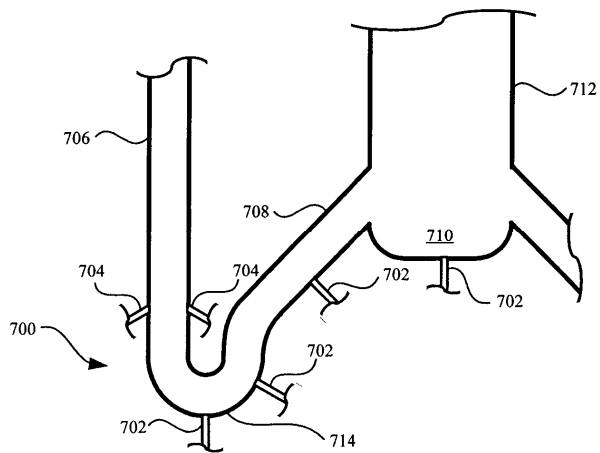
Фиг. 3В



Фиг. 4



Фиг. 5



Фиг. 6