

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **033837**

(13) **B1**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2019.12.02

(21) Номер заявки
201500262

(22) Дата подачи заявки
2013.08.12

(51) Int. Cl. **B01J 19/10** (2006.01)
C07C 11/24 (2006.01)
C07C 11/04 (2006.01)
C07C 5/09 (2006.01)
C07C 9/04 (2006.01)
C01B 3/02 (2006.01)

(54) ВЫСОКОЭФФЕКТИВНЫЕ СПОСОБЫ СОВМЕСТНОГО ПОЛУЧЕНИЯ ОЛЕФИНОВ, АЛКИНОВ И ВОДОРОДА ИЗ ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ, ТАКИХ КАК МЕТАН

(31) 61/691,369

(32) 2012.08.21

(33) US

(43) 2015.07.30

(86) PCT/US2013/054469

(87) WO 2014/031371 2014.02.27

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ЮОП ЛЛК (US)

(72) Изобретатель:
**Неджис Антуан, Джеймс Роберт Б.,
Стивенс Карл Дж., Барджер Пол Т.
(US)**

(74) Представитель:
Воробьев В.А., Фелицына С.Б. (RU)

(56) US-A-4724272
RU-C1-2158747
WO-A1-2010066281
RU-C1-2145952
US-A1-20090042998

(57) Раскрываются высокоэффективные способы совместного получения олефинов, алкинов и водорода из легких углеводородов. В одном варианте способ включает следующие стадии: сжигание водорода и кислорода в зоне горения пиролизатора для создания потока газа горения, изменение скорости потока газа горения от дозвуковой до сверхзвуковой в зоне расширения пиролизатора, инжектирование легкого углеводорода в сверхзвуковой поток газа горения для создания смешанного потока, причем смешанный поток содержит легкий углеводород, изменение скорости смешанного потока от сверхзвуковой до дозвуковой в реакционной зоне пиролизатора для получения ацетилена и каталитическое гидрирование ацетилена в зоне гидрирования для получения этилена. В некоторых воплощениях эффективность по углероду улучшается с использованием методов метанизации.

B1

033837

033837
B1

Заявление о приоритете

Для настоящего изобретения испрашивается приоритет по заявке на патент США № 61/691369, поданной 21 августа 2012 г. и включенной в данное описание посредством ссылки.

Предпосылки создания изобретения

Данное изобретение относится к получению алкенов, алкинов и водорода с использованием технологии ударно-волнового реактора. В некоторых воплощениях изобретение относится к улучшению эффективности по углероду с использованием методов метанизации.

Описание области техники, к которой относится изобретение

Конверсия легких углеводородов, таких как метан, в высокоценные олефины, такие как этилен, является экономически привлекательной. Однако в обычных способах пиролиза некоторую часть поданного метана сжигают для достижения температур, достаточно высоких для превращения метана, что делает процесс требующим больших количеств легких углеводородов, но обладающим при этом низкой эффективностью по углероду на выходе.

В традиционных способах метан может быть превращен в ацетилен с использованием одно- или двухстадийного способа. Пример одностадийного способа частичного окисления, разработанного BASF, описан в патентах США № 5824834 и 5789644. Общая конфигурация и конструкция реактора описаны в патенте США № 5789644. Ацетилен также можно получить с использованием двухстадийного высокотемпературного пиролиза, и пример двухстадийного реактора, разработанного HOECHST, описан в публикациях заявок на патенты Великобритании № GB 921305 и GB 958046.

В традиционных способах для отделения кислорода от азота можно использовать установку сепарации воздуха. Кислород или кислородсодержащий поток вместе с природным газом (состоящим преимущественно из метана) предварительно нагревают и вводят в реактор для частичного окисления. В одностадийном реакторе BASF углеводородное сырье и газ, обогащенный кислородом, смешивают и пропускают через блок горелок, который используют для стабилизации пламени, что приводит к частичному окислению смеси. В блок горелок для создания растопочных факелов можно вдувать вторичный кислород. При горении одна треть метана превращается в ацетилен, в то время как большая часть остаточного метана используется для получения тепла и малоценных продуктов, таких как CO и CO₂. Время пребывания, требуемое для реакционного процесса, составляет менее 100 мс. В двухстадийном реакторе природный газ или другое топливо смешивают с обогащенным кислородом потоком и сжигают в зоне горения. Затем продукты горения смешивают с сырьем, состоящим из природного газа или других углеводородов, которые реагируют с образованием ацетилена. Вновь используют время реакции менее 100 мс. По прошествии нужного времени пребывания реакцию газов гасят водой. Охлажденный газ содержит большие количества монооксида углерода и водорода, а также некоторое количество углеродной сажи, диоксида углерода, ацетилена, метана и других газов.

Далее газ пропускают через водяной скруббер для удаления углеродной сажи. Затем газ пропускают через второй скруббер, в котором в газ впрыскивают растворитель, такой как N-метилпирролидон, абсорбирующий ацетилен.

Затем растворитель подают насосом в сепарационную башню, и ацетилен выпаривают из растворителя и удаляют через верхнюю часть башни в виде газа, в то время как растворитель выпускают из донной части.

Ацетилен можно использовать для получения различных полезных продуктов. Одним таким продуктом является этилен, который можно получить каталитическим гидрированием ацетилена. Способ гидрирования ацетилена до этилена в присутствии катализатора Pd/Al₂O₃ описан в патенте США № 5847250. Способ гидрирования ацетилена над катализатором на основе палладия с использованием жидкого растворителя, такого как N-метилпирролидон, описан в публикациях заявок на патенты США № 2005/0048658 и 2005/0049445.

Другие известные способы конверсии метана в этилен можно найти в патенте США № 7208647, выданном Synfuels International.

При сгорании метана для генерации тепла для реакции пиролиза расходуется углерод, что ограничивает количество метана, которое может превратиться в ацетилен. Поэтому желательна технология с улучшенной эффективностью по углероду.

Сущность изобретения

В одном аспекте изобретение относится к способу получения алкенов и алкинов.

Способ включает стадии сжигания топлива и окислителя в зоне горения пиролизатора для создания потока газа горения; изменение скорости потока газа горения от дозвуковой до сверхзвуковой в зоне расширения пиролизатора; инжектирование (вдувание) легкого углеводорода в сверхзвуковой поток газа горения для создания смешанного потока, включающего легкий углеводород; изменение скорости смешанного потока от сверхзвуковой до дозвуковой в реакционной зоне пиролизатора с образованием алкина; и каталитическое гидрирование алкина в зоне гидрирования с образованием алкена. В одном воплощении топливом является водород, окислитель представляет собой кислород, легким углеводородом является метан, алкин представляет собой ацетилен и алкен представляет собой этилен.

В другом аспекте изобретение относится к способу получения алкенов и алкинов. Способ включает

стадии выполнения пиролиза легкого углеводорода в присутствии кислорода в реакционной зоне при температуре и давлении, подходящих для получения алкина и монооксида углерода; каталитического гидрирования алкина в зоне гидрирования с образованием алкена; направления монооксида углерода в СО-заменяющее устройство; конверсии по меньшей мере части монооксида углерода в водород в СО-заменяющем устройстве для получения потока, содержащего водород; и направления потока, содержащего водород, в реакционную зону.

В еще одном аспекте изобретение относится к способу получения алкенов и алкинов. Способ включает стадии выполнения пиролиза легкого углеводорода в присутствии кислорода в реакционной зоне при температуре и давлении, подходящих для получения алкина и диоксида углерода; каталитического гидрирования алкина в зоне гидрогенизации с образованием алкена; конверсии по меньшей мере части диоксида углерода в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации; и направления потока, включающего метан, из зоны конверсии диоксида углерода и метанизации в реакционную зону.

Поэтому преимуществом настоящего изобретения является способ конверсии легких углеводородов, таких как метан, в высокоценные олефины, такие как этилен, который является более эффективным по углероду и более приемлем для окружающей среды.

Другим преимуществом изобретения является ударно-волновой реактор, который может работать при весьма высокой температуре и очень малых временах пребывания в миллисекундном интервале, что повышает общую селективность конвертированного метана по C_2 .

Еще одним преимуществом изобретения являются различные конфигурации способа получения этилена и, при необходимости, водорода с весьма высокой эффективностью по углероду и очень небольшими выделениями CO_2 .

Еще одним преимуществом изобретения являются различные конфигурации способа получения этилена из метана, при которых минимизируется сжигание метана.

Еще одним преимуществом изобретения является способ конверсии легких углеводородов, таких как метан, в высокоценные олефины, такие как этилен, при этом указанный способ имеет лучшие эффективность использования углерода и селективность по получаемому этилену (и, следовательно, ацетилену) относительно исходного метана.

Еще одним преимуществом изобретения являются различные конфигурации способа получения этилена из метана, в которых образуется меньше этана.

Указанные и другие особенности, аспекты и преимущества настоящего изобретения станут более понятны после рассмотрения следующего далее подробного описания, чертежей и прилагаемой формулы изобретения.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1 представляет собой продольное сечение примера пиролизатора, который можно использовать в способах по изобретению.

Фиг. 2 представляет собой блок-схему одного способа по изобретению для конверсии метана в этилен.

Фиг. 3 представляет собой блок-схему другого способа по изобретению для конверсии метана в этилен.

Фиг. 4 представляет собой блок-схему еще одного способа по изобретению для конверсии метана в этилен.

Фиг. 5 представляет собой блок-схему еще одного способа по изобретению для конверсии метана в этилен.

В приведенном далее описании чертежей при обращении к схожим частям от фигуры к фигуре будут использоваться одинаковые цифры.

Подробное описание изобретения

Конверсию метана в ацетилен можно выполнить путем термической обработки с использованием пиролизатора 100, показанного на фиг. 1. Метановое сырье нагревают до температуры, при которой образование ацетилена термодинамически благоприятно относительно образования метана. Реакционная смесь должна быть обеспечена дополнительной энергией для удовлетворительного протекания эндотермической реакции образования ацетилена. По прошествии времени пребывания, достаточного для образования в результате нужного ацетилена, реакционную смесь резко гасят для замораживания реакции для того, чтобы предотвратить крекинг ацетилена в водород и углерод и конверсию в метан. Топливо и окислитель сжигают для получения высокой температуры (например, > 1500 К) и высокой скорости (например, > 1 маха) газа горения для того, чтобы благоприятствовать образованию ацетилена. Затем обеспечивают достаточное количество энтальпии реакции 377 кДж/моль, требуемое для образования ацетилена. Если не предоставить дополнительную энергию, эндотермический характер образования ацетилена может привести температуру к уровню ниже 1500 К. Наконец, реакционную смесь быстро охлаждают со скоростью, большей чем скорость, при которой ацетилен может разлагаться на водород и углерод и впоследствии вновь образовывать метан. Процесс быстрого охлаждения иногда называют "замораживанием" реакции, когда количество ацетилена является высоким. Если желательно, стадию замораживания иницируют на стадии максимального образования ацетилена (т.е. в момент термодинамического равнове-

сия), и для предотвращения разложения ацетилена стадию замораживания завершают так быстро, насколько это возможно.

Снова обратимся к фиг. 1, на которой отображено поперечное сечение примера пиролизатора 100. В одном воплощении реактор 100 является трубчатым (т.е. его поперечное сечение круглое). В пиролизаторе 100 можно достичь высоких температур, необходимых для образования ацетилена, а также контролируемого времени пребывания и быстрого гашения. Топливо 102 и окислитель 106 инжектируют в зону инжекции топлива 108 в проксимальном конце реактора 100. В одном воплощении топливо и кислород нагревают до температуры 400-800°C или до температуры 200-1000°C в другом воплощении. В одном примере воплощения топливом является водород, окислитель представляет собой кислород, и отношение водорода к кислороду соответствует молярному отношению 3/1.

В некоторых воплощениях топливо 102 и окислитель 106 смешивают перед инжекцией в зону инжекции топлива 108. В некоторых воплощениях топливо 102 и окислитель 106 инжектируют в зону инжекции топлива 108 и смешивают за счет турбулентного режима в зоне инжекции топлива 108. В некоторых воплощениях в зону инжекции топлива 108 также инжектируют пар или другие разбавители 104.

Топливо и окислитель сжигают в зоне горения 110. Полученный поток газа горения нагревается до высокой температуры за счет реакции горения. В некоторых воплощениях температура потока газа горения в зоне горения 110 составляет 2500-3500 К. В других воплощениях температура потока газа горения в зоне горения 110 составляет 2000-4000 К.

Зона горения в одном воплощении работает при давлении 200-1000 кПа (2-10 бар). В других воплощениях зона горения 110 работает при давлении 120-2000 кПа (1,2-20 бар). Давление в зоне горения 110 продвигает поток газа горения к дистальному концу реактора 100 с высокой скоростью. В некоторых воплощениях скорость потока газа горения в дистальном конце зоны горения 110 ниже сверхзвуковой скорости (т.е. ниже 1 маха).

Дозвуковой поток газа горения входит в зону расширения 112 и протекает через суживающееся-расширяющееся сопло 134 (сопло Лавала). Суживающееся-расширяющееся сопло 134 преобразует часть тепловой энергии потока газа горения в кинетическую энергию, что приводит к резкому возрастанию скорости потока газа горения. Скорость потока газа горения в зоне расширения 112 изменяется от дозвуковой (т.е. ниже 1 маха) на сверхзвуковую (т.е. больше 1 маха). В одном воплощении в дистальном конце зоны расширения 112 температура потока газа горения составляет 2000-3000 К. В одном воплощении в дистальном конце зоны расширения 112 средняя скорость потока газа горения (через поперечное сечение) больше 1 маха. В одном воплощении средняя скорость потока газа горения составляет 2 маха или выше.

Сырье инжектируют в сверхзвуковой поток газа горения в зоне инжекции сырья 114. В одном воплощении сырье инжектируют при температуре 700-1200 К. В одном воплощении сырье инжектируют при температуре 300-2000 К. В одном воплощении сырье подают линии подачи сырья 126. В одном воплощении, сконструированном для удаления примесей, таких как сера и хлориды, природный газ смешивают с водородсодержащим потоком для получения потока с 0-5 мас.% водорода (или больше), нагревают до 370°C и подают в ряд качающихся реакторов, содержащий катализатор гидросульфуризации (например, CoMo на гидроксиде алюминия) и адсорбент H₂S (например, ZnO) после катализатора гидрирования в одной и той же или в различных емкостях. H₂S, полученный при гидросульфуризации, будет взаимодействовать с адсорбентом. Эта же система будет удалять органические хлориды, присутствующие в загрузке природного газа. Продукт реакции, представляющий собой олефин, может быть получен способами, известными в технике, например, с использованием воздуха или пара. Если природный газ содержит высокие уровни H₂S (например, более 20 ч/млн), для обработки природного газа может быть другое воплощение с известными в технике способами дезодорирующей сероочистки, такими как мембранные способы, поглощение растворителем с помощью химических или физических растворителей, с целью снижения содержания H₂S из природного газа до уровней, которые экономически обоснованы для системы гидросульфуризация/адсорбент.

Объединенный поток, состоящий из потока газа горения и сырьевого потока, поступает в зону смешения 116, где объединенный поток перемешивается в результате турбулентного течения в потоке. В одном воплощении в помощь смешиванию могут быть использованы наклонные или прямые ударные волны.

В одном воплощении поперечное сечение реактора 100 увеличивается в зоне реактора 118 из-за наклонной стенки 128. Так как смешанный поток входит в зону реактора 118 и расширяется по большей площади, это приводит к снижению скорости смешанного потока.

В некоторых воплощениях скорость смешанного потока в реакционной зоне 118 остается сверхзвуковой скоростью. Снижение скорости объединенного потока превращает часть кинетической энергии объединенного потока в тепловую энергию. Затем объединенный поток ослабевает до дозвукового течения и быстро гасится в зоне гашения 120.

В некоторых воплощениях скорость смешанного потока изменяется от сверхзвуковой до дозвуковой в пределах реакционной зоны 118. В такой точке перехода образуется ударная волна, которая приводит к почти мгновенному повышению давления и температуры смешанного потока. В различных вопло-

щениях температура смешанного потока непосредственно выше по технологическому потоку от ударной волны составляет 1500-2300 К по сравнению с 1600-2800 К непосредственно после ударной волны. Условия в смешанном потоке в направлении ударной волны благоприятны для образования ацетилена. Таким образом, пиролизатор 100 можно назвать ударно-волновым реактором (SWR).

В некоторых воплощениях в момент, когда поток меняется от сверхзвукового на дозвуковой поток, образуется последовательность ударных волн. Последовательность ударных волн представляет собой ряд слабых ударных волн, которые распространяются по ходу от точки перехода от сверхзвуковой скорости до дозвуковой. В то время как одиночная ударная волна будет нагревать смесь почти мгновенно (в месте расположения ударной волны), последовательность ударных волн будет нагревать смесь более плавно. Каждая ударная волна в последовательности ударных волн будет повышать температуру потока.

Температура смешанного потока повышается до температуры, достаточной для благоприятствования образованию ацетилена и обеспечения достаточной энергии для удовлетворения эндотермической реакции.

В одном воплощении поток продуктов покидает реакционную зону 118 и поступает в зону гашения 120 для быстрого охлаждения потока продукта. В одном воплощении зона гашения 118 включает по меньшей мере одно впрыскивающее сопло для распыления потока продукта водой. Поток продукта удаляют в участке 132.

Для того чтобы поддерживать устойчивый режим работы реактора 100 в течение длительного периода времени, зону горения 110 можно охлаждать. Например, над стенкой реактора вблизи зоны горения 110 можно разместить охлаждающую рубашку, образуя, таким образом, канал для хладоносителя. В канал для хладоносителя можно ввести такой хладагент, как вода. В одном воплощении хладагент течет в направлении, противоположном направлению потока газа горения в реакторе. Поток хладагента вытекает из канала для хладагента через выпускной канал.

Если обратиться к фиг. 2, то она показывает пример способа по изобретению для конверсии легкого углеводорода (например, метана) в алкин (например, ацетилен) и затем конверсии алкина (например, ацетилена) в олефин (например, этилен). Сначала в установке сепарации воздуха 20 из воздуха экстрагируют кислород. Установка сепарации воздуха 20 получает воздух по воздуховоду 22 и генерирует обогащенный азотом поток 24, в котором содержание кислорода меньше, чем в воздухе. Обогащенный азотом поток 24 может быть отведен или использован повторно. Установка сепарации воздуха 20 также генерирует обогащенный кислородом поток 26, в котором содержание кислорода больше, чем в воздухе. В установке сепарации воздуха 20 можно использовать процессы, известные в технике, такие как криогенная сепарация, мембраны или способ адсорбции при колебании давления (PSA). В других воплощениях кислородсодержащий поток 26 можно получить из трубопровода или других источников.

В примере способа на фиг. 2 углеводородное сырье превращают в ацетилен в пиролизаторе 100 (SWR) на фиг. 1. В одном неограничительном примере углеводородное сырье представляет собой метан. В пиролизаторе 100 метан (CH_4) поступает по линиям подачи сырья 126 (см. фиг. 1), в которые метан поступает из линии подачи метана 28. В пиролизаторе 100 окислитель (кислород) поступает из обогащенного кислородом потока 26. Топливо (водород) поступает в пиролизатор 100 из потока водорода 27. Выходящий из пиролизатора поток 32, образовавшийся в пиролизаторе 100, может включать ацетилен, этилен, водород, метан, монооксид углерода, диоксид углерода и частицы угля.

Выходящий из пиролизатора поток 32 поступает в установку гашения 40 для быстрого охлаждения реакционной смеси в выходящем из пиролизатора потоке 32. Установка гашения 40 может представлять собой отдельную установку или может быть включена в зону гашения 120 (см. фиг. 1) пиролизатора 100. Охлаждающую жидкость (например, воду) впрыскивают в выходящий из пиролизатора поток 32, и охлаждающая жидкость предотвращает дальнейшие реакции в выходящем из пиролизатора потоке 32. В установке гашения 40 также удаляются частицы (например, сажа) по линии 42.

Выходящий из установки резкого охлаждения 40 поток 44 может включать ацетилен, этилен, водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода.

В зоне компрессии и извлечения ацетилена 50 выходящий поток 44 сжимают. Большую часть сжатого газа вводят в контакт с растворителем, который абсорбирует ацетилен, и растворитель и ацетилен покидают зону извлечения ацетилена 50 по линии 52. Подходящие растворители включают н-метил-2-пирролидон, диметилформамид, ацетон, тетрагидрофуран, диметилсульфоксид, монометиламин и их комбинации. Небольшую часть сжатого газа перемещают по линии 53. Газ, который не абсорбирован растворителем (например, водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода), покидает зону извлечения 50 по линии 58.

Потоки 52 и 53 объединяют в линии 56 в верхней части реактора гидрирования 60. В одном неограничительном примере конфигурации поток 53 является источником водорода для реакции гидрирования. С другой стороны, водород может быть подан или предоставлен из других источников по линии 53. В одном неограничительном примере конфигурации реактор гидрирования 60 используют для процесса жидкофазного селективного гидрирования (SHP), в котором растворителем является н-метил-2-пирролидон (NMP). Поглощенный ацетилен и растворитель вводят в контакт с катализатором. В одном воплощении катализатор содержит по меньшей мере один металл VIII группы на неорганическом носи-

теле. В одном воплощении одним из металлов VIII группы является палладий. В одном воплощении катализатор также содержит по меньшей мере один металл группы IB, IIB, IIIA, IVA, IA и VIIB. В реакторе гидрирования 60 ацетилен превращается в этилен.

Поток 64 покидает реактор гидрирования 60, и поток 64 поступает в сепаратор продукта 70. В сепараторе продукта 70 нужный продукт этилен отделяют от любых других компонентов, которые могут присутствовать. Другие компоненты могут включать, как возможные примеры, водород, диоксид углерода, монооксид углерода, азот, метан или этан. В сепараторе продукта 70 можно выполнять обычные способы сепарации для извлечения этилена, такие как криогенная перегонка, адсорбция при колебании давления и мембранная сепарация, и можно включать дополнительные реакторы селективного гидрирования. В одном примере способа сепаратор продукта 70 дает выходящий поток 72, который может представлять собой пар, жидкость или их комбинацию с этиленом, выходящий поток 74 из этана и побочных продуктов и выходящий поток 78 из водорода, диоксида углерода, монооксида углерода, азота и/или метана.

Выходящий поток 78 из водорода, диоксида углерода, монооксида углерода, азота и/или метана можно вернуть в рабочий цикл в пиролизатор 100. Кроме того, по линии 58, которая может включать водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода, можно подать загрузку в сепаратор диоксида углерода 80 и удалить диоксид углерода. В сепараторе диоксида углерода 80 можно использовать аминный растворитель, такой как N-метилдиэтаноламин, для поглощения или иного отделения CO₂ от материалов потока. Затем можно использовать десорбер для десорбции абсорбированного CO₂ из аминного растворителя, причем допускается повторное использование такого аминного растворителя. Одним способом с физическим растворителем для захвата потока CO₂ является способ Selexol от UOP. Поток 82 из сепаратора диоксида углерода 80 может включать водород, метан и монооксид углерода, и поток 82 можно вернуть в цикл в пиролизатор 100. Диоксид углерода покидает сепаратор диоксида углерода 80 по линии 84. Необязательно, газ горения можно извлекать из любой из линий из 58, 74, 78 или 82.

Теперь обратимся к фиг. 3, где показан другой пример способа по изобретению для конверсии легкого углеводорода (например, метана) в алкин (например, ацетилен) и затем конверсии алкина (например, ацетилена) в олефин (например, этилен). Сначала в установке сепарации воздуха 20 из воздуха экстрагируют кислород. Установка сепарации воздуха 20 получает воздух по воздуховоду 22 и генерирует обогащенный азотом поток 24, в котором содержание кислорода меньше, чем в воздухе. Обогащенный азотом поток 24 может быть отведен или использован для других целей. Установка сепарации воздуха 20 также генерирует обогащенный кислородом поток 26, в котором содержание кислорода больше, чем в воздухе. В одном воплощении содержание кислорода в потоке 26 превышает 80%. В установке сепарации воздуха 20 можно использовать способ адсорбции при колебании давления (PSA).

В примере способа на фиг. 3 метан превращают в ацетилен в пиролизаторе 100 (SWR) на фиг. 1. В пиролизаторе 100 метан (CH₄) поступает через линии подачи сырья 126 (см. фиг. 1), в которые метан поступает из линии метана 28. В пиролизаторе 100 окислитель (кислород) поступает из обогащенного кислородом потока 26. Топливо (водород) поступает в пиролизатор 100 из потока водорода 27. Выходящий из пиролизатора поток 32, образовавшийся в пиролизаторе 100, может включать ацетилен, этилен, водород, метан, монооксид углерода, диоксид углерода и частицы угля.

Выходящий из пиролизатора поток 32 подают в установку гашения 40 для быстрого охлаждения реакционной смеси в выходящем из пиролизатора потоке 32. Установка гашения 40 может представлять собой отдельную установку или может быть включена в зону гашения 120 (см. фиг. 1) пиролизатора 100. Охлаждающую жидкость (например, воду) впрыскивают в выходящий из пиролизатора поток 32, и охлаждающая жидкость предотвращает дальнейшие реакции в выходящем из пиролизатора потоке 32.

Охлаждающая жидкость также удаляет частицы (например, сажу) по линии 42. Выходящий из установки резкого охлаждения 40 поток 44 может включать ацетилен, этилен, водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода.

В зоне компрессии и извлечения ацетилена 50 выходящий поток 44 сжимают. Большую часть сжатого газа объединяют с растворителем, который абсорбирует ацетилен, и растворитель и ацетилен покидают зону извлечения ацетилена 50 по линии 52. Подходящие растворители включают n-метил-2-пирролидон, ацетон, тетрагидрофуран, диметилсульфоксид, монометиламин и их комбинации. Небольшую часть сжатого газа перемешают по линии 53. Газ, который не абсорбирован растворителем (например, водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода), покидает зону извлечения 50 по линии 59.

Потоки 52 и 53 объединяют в линии 56 в верхней части реактора гидрирования 60. Поток 53 является источником водорода для реакции гидрирования. В одном неограничительном примере конфигурации реактор гидрирования 60 используют для процесса жидкофазного селективного гидрирования (SHF), в котором растворителем является n-метил-2-пирролидон (NMP). Поглощенный ацетилен и растворитель вводят в контакт с катализатором. В одном воплощении катализатор содержит по меньшей мере один металл VIII группы на неорганическом носителе. В одном воплощении одним из металлов VIII группы является палладий. В одном воплощении катализатор также содержит по меньшей мере один металл группы IB, IIB, IIIA, IVA, IA и VIIB. В реакторе гидрирования 60 ацетилен превращается в этилен. Растворитель можно вернуть в зону извлечения ацетилена по линии 62.

Поток 64 покидает реактор гидрирования 60, и поток 64 поступает в сепаратор продукта 70. В сепараторе продукта 70 нужный продукт этилен отделяют от любых других компонентов, которые могут присутствовать. Другие компоненты могут включать, как возможные примеры, водород, диоксид углерода, монооксид углерода, азот, метан или этан. В сепараторе продукта 70 можно выполнить обычный способ сепарации для извлечения этилена, такой как криогенная перегонка, адсорбция при колебании давления и мембранная сепарация. В одном примере способа сепаратор продукта 70 дает выходящий поток 72, который может представлять собой пар, жидкость или их комбинацию с этиленом, выходящий поток 74 из этана и побочных продуктов и выходящий поток 78 из водорода, диоксида углерода, монооксида углерода, азота и/или метана. Выходящий поток 78 из водорода, диоксида углерода, монооксида углерода, азота и/или метана можно вернуть в рабочий цикл в пиролизатор 100.

Кроме того, линия 59, в которой могут находиться водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода, подает загрузку в СО-заменяющее устройство 90. В СО-заменяющем устройстве 90 монооксид углерода используют для получения водорода согласно химической реакции $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$. В одном воплощении воду подают в СО-заменяющее устройство 90 в виде пара по линии 91. Реакция конверсии с заменой СО может представлять собой высокотемпературную (HT) конверсию с заменой СО (300-450°C) или низкотемпературную (LT) конверсию с заменой СО (180-250°C) или их комбинацию. В реакторе с неподвижным слоем для получения подходящего выхода водорода можно использовать катализатор. В одном примере способа в СО-заменяющем устройстве 90 используют низкотемпературную конверсию с заменой СО после высокотемпературной конверсии с заменой СО при уже уменьшенном содержании монооксида углерода в поступающем газе. Катализаторы для замены СО хорошо известны в технике и, например, включают оксидные железо-хромовые катализаторы ($\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{Cr}_2\text{O}_3$) для высокотемпературной замены и оксид меди и оксид цинка, нанесенные на оксид алюминия, для низкотемпературной замены СО.

Поток 92, который может включать водород, метан и диоксид углерода, покидает СО-заменяющее устройство 90 и поступает в сепаратор диоксида углерода 80 для удаления диоксида углерода. Диоксид углерода покидает сепаратор диоксида углерода 80 по линии 84. Поток 87 из сепаратора диоксида углерода 80, который может включать водород и метан, подают в газовый сепаратор 95, в котором можно использовать обычные способы, такие как адсорбция при колебании давления (PSA) или мембранная сепарация. Обогащенный водородом поток покидает газовый сепаратор 95 по линии 96 и может быть подан обратно в пиролизатор 100 с потоком водорода 27. Метан покидает газовый сепаратор 95 по линии 97 и может быть подан обратно в пиролизатор 100 по линиям подачи сырья 126 (см. фиг. 1).

Обратимся теперь к фиг. 4, на которой показан еще один пример способа по изобретению для конверсии легкого углеводорода (например, метана) в алкин (например, ацетилен) и затем конверсии алкина (например, ацетилена) в олефин (например, этилен). Способ на фиг. 4 схож со способом на фиг. 3 (причем на фиг. 4 используются одинаковые цифры при обращении к схожим частям на фиг. 3). Однако в способе на фиг. 4 линия 53 с фиг. 3 (которая исходит из зоны извлечения ацетилена 50) удалена, и водород поступает прямо по линии 57 и соединяется с потоком 52 по линии 56 в верхней части реактора гидрирования 60.

Теперь обратимся к фиг. 5, на которой показан еще один пример способа по изобретению для конверсии легкого углеводорода (например, метана) в алкин (например, ацетилен) и затем конверсии алкина (например, ацетилена) в олефин (например, этилен).

Сначала в установке сепарации воздуха 20 из воздуха экстрагируют кислород. Установка сепарации воздуха 20 получает воздух по воздуховоду 22 и генерирует обогащенный азотом поток 24, в котором содержание кислорода меньше, чем в воздухе. Установка сепарации воздуха 20 также генерирует обогащенный кислородом поток 26, в котором содержание кислорода больше, чем в воздухе.

В примере способа на фиг. 5 метан превращают в ацетилен в пиролизаторе 100 (SWR) на фиг. 1. В пиролизатор 100 метан (CH_4) поступает через линии подачи сырья 126 (см. фиг. 1), в которые метан поступает из линии подачи метана 28. В пиролизатор 100 окислитель (кислород) поступает из обогащенного кислородом потока 26. Топливо (водород) поступает в пиролизатор 100 из потока водорода 27. Выходящий из пиролизатора поток 32, образовавшийся в пиролизаторе 100, может включать ацетилен, этилен, водород, метан, монооксид углерода, диоксид углерода и частицы угля.

Выходящий из пиролизатора поток 32 подают в установку гашения 40 для быстрого охлаждения реакционной смеси в выходящем из пиролизатора потоке 32. Установка гашения 40 может представлять собой отдельную установку или может быть включена в зону гашения 120 (см. фиг. 1) пиролизатора 100. Охлаждающую жидкость (например, воду) впрыскивают в выходящий из пиролизатора поток 32, и охлаждающая жидкость предотвращает дальнейшие реакции в выходящем из пиролизатора потоке 32. Охлаждающая жидкость также удаляет частицы (например, сажу) по линии 42. Выходящий из установки резкого охлаждения 40 поток 44 может включать ацетилен, этилен, водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода.

В зоне компрессии и извлечения ацетилена 50 выходящий поток 44 сжимают. Сжатый газ объединяют с растворителем, который абсорбирует ацетилен, и растворитель и ацетилен покидают зону извлечения ацетилена 50 по линии 52. Подходящие растворители включают н-метил-2-пирролидон, ацетон,

тетрагидрофуран, диметилсульфоксид, монометиламин и их комбинации. Газ, который не абсорбирован растворителем (например, водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода), покидает зону извлечения 50 по линии 99. Водород поступает непосредственно по линии 57.

Потоки 52 и 57 объединяют в линии 56 в верхней части реактора гидрирования 60. Поток 57 является источником водорода для реакции гидрирования. В одном неограничительном примере конфигурации реактор гидрирования 60 используют для процесса жидкофазного селективного гидрирования (SHR), в котором растворителем является *n*-метил-2-пирролидон (NMP). Поглощенный ацетилен и растворитель вводят в контакт с катализатором, таким как металл VIII группы. В реакторе гидрирования 60 ацетилен превращается в этилен. Растворитель можно вернуть в зону извлечения ацетилена 50 по линии 62.

Поток 64 покидает реактор гидрирования 60, и поток 64 поступает в сепаратор продукта 70. В сепараторе продукта 70 нужный продукт этилен отделяют от любых других компонентов, которые могут присутствовать. Другие компоненты могут включать, как возможные примеры, водород, диоксид углерода, монооксид углерода, азот, метан или этан. В сепараторе продукта 70 можно выполнить обычный способ сепарации, такой как криогенная перегонка, адсорбция при колебании давления и мембранная сепарация. В одном примере способа сепаратор продукта 70 дает выходящий поток 72, который может представлять собой пар, жидкость или их комбинацию с этиленом, выходящий поток 74 из этана и побочных продуктов и выходящий поток 208 из водорода, диоксида углерода, монооксида углерода, азота и/или метана.

Выходящий поток 208 из водорода, диоксида углерода, монооксида углерода, азота и метана, и поток по линии 99, который может включать водород, метан, монооксид углерода и диоксид углерода, подают в зону конверсии диоксида углерода и метанизации 210.

В зоне конверсии диоксида углерода и метанизации 210 катализатор для сдвига в сторону обратной реакции образования водяного газа облегчает восстановление диоксида углерода до монооксида углерода согласно обратной реакции образования водяного газа $\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$. Температура 200-500°C и давление 100-5000 кПа являются подходящими для сдвига в сторону обратной реакции водяного газа. Воду, полученную в обратной реакции водяного газа, можно удалить из зоны конверсии диоксида углерода и метанизации 210.

Неограничительными примерами катализаторов для сдвига в сторону обратной реакции водяного газа являются твердые кислотные катализаторы, в том числе FAU, BEA, MWW, UZM-4, UZM-5, UZM-8, MOR, MEI, MTW, SPA и цезиевые (Cs) соли гетерополикислоты. FAU, BEA, MWW, BPH, UFI, MOR, MEI, MTW являются 3-буквенными кодами, представляющими типы структур и одобренными комиссией по структуре Международной Цеолитной Ассоциации. BEA или цеолит-бета представляет собой микропористый алюмосиликат, который имеет три пересекающихся 12-циклических канала. UZM-4 представляет собой кристаллический алюмосиликат, описанный в патенте США № 6419895. UZM-4M представляет собой форму UZM-4, модифицированную с использованием способа, описанного в патенте США № 6776975. UZM-5 представляет собой кристаллический алюмосиликат, представленный в патенте США № 6613302. UZM-8 представляет собой кристаллический цеолит, содержащий слоистую структуру из тетраэдрических элементов оксида алюминия и диоксида кремния, раскрытый в патенте США № 6756039. Морденит представляет собой кристаллический цеолит, имеющий один 12-циклический канал с двумя пересекающимися 8-R каналами. MTW представляет собой микропористый алюмосиликат, который имеет один 12-циклический канал, описанный в патенте США № 6872866. Твердая фосфорная кислота (SPA) представляет собой фосфорную кислоту, нанесенную на силикофосфат.

После обратной реакции водяного газа в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации 210 катализатор метанизации используют для удаления монооксида углерода путем взаимодействия с водородом с образованием метана и воды в условиях метанизации. Реакция метанизации имеет вид $\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$. Катализатор метанизации также может конвертировать оставшийся диоксид углерода через реакцию $\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$. Как правило, катализатор метанизации включает никель, кобальт или рений, предпочтительно, никель, и может предоставляться любым подходящим способом, таким как уплотненный слой, псевдооживленный слой, покрытие на теплообменной трубе или в смеси катализаторных суспензий. Условия метанизации могут включать температуру 200-400°C и давление 600-4500 кПа. Воду, образовавшуюся при реакции метанизации, можно удалить из зоны конверсии диоксида углерода и метанизации 210.

Поток 212, который может включать водород, метан и небольшие количества непрореагировавшего диоксида углерода, покидает зону конверсии диоксида углерода и метанизации 210 и поступает в сепаратор оксида углерода 80 по линии 84. Поток 87 из сепаратора оксида углерода 80, который может включать водород и метан, подают в газовый сепаратор 95, который можно использовать для обычного способа адсорбции при колебании давления (PSA). Водород покидает газовый сепаратор 95 по линии 96, и его можно переместить обратно в пиролизатор 100 с потоком водорода 27. Метан покидает газовый сепаратор 95 по линии 97, и его можно переместить обратно в пиролизатор 100 по линиям подачи сырья 126 (см. фиг. 1).

Приведенная ниже таблица показывает оценки общего потока материалов конверсии метана в эти-

лен для способов, описанных на фиг. 2-5. Количество предполагаемого требуемого метана основано на химических потребностях для поддержания зоны горения и химической конверсии.

Вариант ID ->	Вариант 0	Вариант 1	Вариант 2	Вариант 3	Вариант 4	Вариант 5	Вариант 6
Способ ->	Известный уровень техники	Фиг. 2	Фиг. 3	Фиг. 3	Фиг. 4	Фиг. 4	Фиг. 5
Загрузка							
CH ₄ - горение	0,0	0,0	377,5	379,1	370,2	0,0	376,5
CH ₄	1562,0	1030,1	815,6	693,2	676,8	787,8	352,0
O ₂	1895,2	1112,3	1109,4	1114,2	1087,9	1092,5	1106,4
H ₂ O	45,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Всего	3502,1	2142,4	2302,5	2186,4	2134,8	1880,3	1834,8
Выход							
Топливный газ	1707,9	463,0	283,5	0,0	0,0	0,0	0,0
C ₂ H ₄ конечный	500,0	500,0	500,0	500,0	500,0	500,0	500,0
H ₂	0,0	0,0	111,6	176,7	170,6	35,5	1,8
H ₂ O	1006,0	763,6	255,5	204,8	185,5	804,7	969,8
CO ₂	288,2	415,8	1151,9	1305,0	1278,8	540,1	363,2
Всего	3502,1	2142,4	2302,5	2186,4	2134,8	1880,3	1834,8
Эффективность, % C	36,6	55,5	47,9	53,3	54,6	72,5	78,4

Вариант 0 представляет собой известный уровень техники, где метан превращают в ацетилен в реакторе частичного окисления. Получаемый газ, содержащий ацетилен и водород, отделяют и получают сырье для реактора селективного гидрирования, в котором ацетилен селективно гидрируется водородом с образованием этилена. Полученный этилен можно отделить от других продуктов, и полученный выход показан в табл. 1. Если часть продукта CO в топливном газе сгорает при дальнейшем использовании (например, использовании в качестве топлива), это будет приводить к повышенному выделению диоксида углерода.

Вариант 1 требует больше метана для получения одинакового количества этилена при сравнении с вариантами 2-6. Вариант 6 имеет наименьшее выделение CO₂. Зона конверсии CO₂ в такой конфигурации содержит твердый кислотный катализатор, который способен превращать CO₂ с CO в присутствии водорода и других углеводородов. В секции метанизации CO превращается в метан за счет использования в газе водорода. Газовый продукт из такой комбинированной зоны содержит меньше CO₂ и CO плюс все углеводороды, включая метан, который образуется из CO/CO₂. Сначала удаляют CO₂. Путем PSA разделяют водород и поток углеводородов, который также включает небольшое количество остаточного CO. Поток углеводородов подают в секцию подачи углеводородного сырья реактора. Для секции горения используют метан. В такой конфигурации в варианте 6 эффективность по углероду возрастает на 150% по сравнению с аналогичным вариантом 3. В варианте 6 также имеет место значительно меньшее выделение CO₂ по сравнению с положением 3. В вариантах 2-6 как побочный продукт образуется водород высокой чистоты. Таким образом, способы на фиг. 3-6 имеют эффективность по углероду больше 40%, или больше 50%, или больше 60%, или больше 70%, при этом эффективность по углероду (%) = количество углерода в продукте/общее количество углерода, присутствующего в реагентах × 100.

Таким образом, изобретение относится к высокоэффективным способам совместного получения олефинов, алкинов и водорода из легких углеводородов. В одном воплощении из легких углеводородов (алканы C₁-C₄, т.е. метан, этан, пропан и бутан) высокоэффективным способом можно получить олефины C₁-C₄ и алкины C₁-C₄.

Хотя изобретение описано с существенными подробностями в отношении определенных вариантов воплощения, специалисту в данной области техники будет понятно, что настоящее изобретение на практике можно осуществить и в других воплощениях, отличающихся от описанных и приведенных здесь в целях иллюстрации, но не ограничения. Поэтому объем прилагаемой формулы изобретения не должен ограничиваться описанием воплощений, содержащихся в данном описании.

В одном воплощении изобретение относится к способу получения алкенов и алкинов, причем способ включает сжигание топлива и окислителя в зоне сжигания пиролизатора для создания потока газа горения; изменение скорости потока газа горения от дозвуковой до сверхзвуковой в зоне расширения пиролизатора; вдувание легкого углеводорода в сверхзвуковой поток газа горения для создания смешанного потока, включающего легкий углеводород; изменение скорости смешанного потока от сверхзвуковой до дозвуковой в реакционной зоне пиролизатора для получения алкина; и каталитическое гидрирование алкина в зоне гидрирования для получения алкена. В одном воплощении топливом является водород, окислитель представляет собой кислород, легким углеводородом является метан, алкин представляет собой ацетилен, и алкен представляет собой этилен. Изменение скорости смешанного потока от сверхзвуковой до дозвуковой создает ударную волну, что приводит к возрастанию давления и температуры смешанного потока. В одном воплощении первая температура смешанного потока непосредственно перед ударной волной составляет 1500-2300 К, и вторая температура смешанного потока непосредственно

вслед за ударной волной составляет 1600-2800 К. Изобретение также может включать введение включающего алкин потока продукта из пиролизатора в реактор гидрирования для каталитического гидрирования алкина с образованием алкена; введение обработанного включающего алкен потока продукта в сепаратор продукта; отделение алкена от обработанного потока продукта в сепараторе продукта для создания возвращаемого в цикл потока, включающего по меньшей мере один компонент из углеводорода и метана; и направление возвращаемого в цикл потока в пиролизатор. Способ также может включать выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток включает диоксид углерода; обработку возвращаемого в цикл потока для удаления диоксида углерода; и направление обработанного возвращаемого в цикл потока в пиролизатор. Способ также может включать выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток включает монооксид углерода; обработку возвращаемого в цикл потока для конверсии по меньшей мере части монооксида углерода в водород; и направление обработанного возвращаемого в цикл потока в пиролизатор. Способ также может включать выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток включает монооксид углерода и диоксид углерода; обработку возвращаемого в цикл потока для конверсии по меньшей мере части монооксида углерода в водород; обработку возвращаемого в цикл потока для удаления диоксида углерода и направление обработанного возвращаемого в цикл потока в пиролизатор. Способ также может включать выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток включает водород и метан; обработку возвращаемого в цикл потока для разделения водорода и метана и создания потока водорода и потока метана; направление потока водорода в качестве топлива в зону горения пиролизатора и направление потока метана как легкого углеводорода в поток газа горения в пиролизаторе. Способ также может включать выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл потока включает монооксид углерода; обработку возвращаемого в цикл потока для конверсии по меньшей мере части монооксида углерода в водород; обработку возвращаемого в цикл потока для отделения водорода и создания потока водорода и направление потока водорода в качестве топлива в зону горения пиролизатора. Способ также может включать выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл потока включает диоксид углерода; конверсию по меньшей мере части диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации; и направление метана в качестве легкого углеводорода в поток газа горения в пиролизатор. Способ может включать стадию, когда конверсия по меньшей мере части диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации может включать восстановление диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке до монооксида углерода и взаимодействие монооксида углерода с водородом с образованием метана. Способ также может включать выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток включает диоксид углерода; конверсию по меньшей мере части диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации; обработку возвращаемого в цикл потока для удаления диоксида углерода; обработку возвращаемого в цикл потока для разделения водорода и метана и создания потока водорода и потока метана; направление потока водорода в качестве топлива в зону горения пиролизатора; и направление потока метана в качестве легкого углеводорода в поток газа горения в пиролизаторе. Способ, в котором каталитическое гидрирование включает введение потока продукта, включающего алкин, из пиролизатора в реактор гидрирования для каталитического гидрирования алкина с образованием алкена; введение обработанного потока продукта, включающего алкен, в сепаратор продукта; отделение алкена от обработанного потока продукта в сепараторе продукта для создания возвращаемого в цикл потока, включающего диоксид углерода; и способ также включает конверсию по меньшей мере части диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации; и направление метана в качестве легкого углеводорода в поток газа горения в пиролизаторе.

В другом воплощении изобретение заключается в способе получения алкенов и алкинов, причем способ включает выполнение пиролиза легкого углеводорода в присутствии кислорода в реакционной зоне при температуре и давлении, подходящих для получения алкина и монооксида углерода; каталитическое гидрирование алкина в зоне гидрирования с образованием алкена; направление монооксида углерода в СО-заменяющее устройство; конверсию по меньшей мере части монооксида углерода в водород в СО-заменяющем устройстве для получения потока, включающего водород; и направление потока, включающего водород, в реакционную зону. Поток может включать диоксид углерода, и способ также может включать удаление диоксида углерода из потока. Способ также может включать обработку потока для отделения других газов перед направлением потока, включающего водород, в реакционную зону.

В другом воплощении изобретение относится к способу получения алкенов и алкинов, причем способ включает пиролиз легкого углеводорода в присутствии кислорода в реакционной зоне при температуре и давлении, подходящих для получения алкина и диоксида углерода; каталитическое гидрирование алкина в зоне гидрирования с образованием алкена; конверсию по меньшей мере части диоксида углерода в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации; и направление включающего метан потока из зоны конверсии диоксида углерода и метанизации в реакционную зону. Поток может включать ди-

оксид углерода, и способ также включает удаление диоксида углерода из потока. Способ может включать обработку потока для отделения других газов перед направлением потока, включающего метан, в реакционную зону.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ получения этилена и ацетилена, включающий стадии, на которых:
 - (a) обеспечивают сгорание водорода и кислорода в зоне горения пиролизатора для создания потока газа горения;
 - (b) скорость потока газа горения изменяют от дозвуковой до сверхзвуковой в зоне расширения пиролизатора;
 - (c) метан инжектируют в сверхзвуковой поток газа горения для создания смешанного потока, содержащего метан;
 - (d) скорость смешанного потока изменяют от сверхзвуковой до дозвуковой в реакционной зоне пиролизатора с образованием ацетилена;
 - (e) обеспечивают каталитическое гидрирование ацетилена в зоне гидрирования с образованием этилена и
 - (f) выделяют возвращаемый в цикл поток из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток содержит монооксид углерода, причем отношение водорода к кислороду соответствует молярному отношению 3:1, при этом изменение скорости смешанного потока от сверхзвуковой до дозвуковой на стадии (d) приводит к образованию ударной волны, что приводит к возрастанию давления и температуры смешанного потока.
2. Способ по п.1, в котором первая температура смешанного потока непосредственно выше по технологическому потоку от ударной волны составляет 1500-2300 К и вторая температура смешанного потока непосредственно ниже по технологическому потоку от ударной волны составляет 1600-2800 К.
3. Способ по п.1, в котором стадия (e) включает введение содержащего ацетилен потока продукта из пиролизатора в реактор гидрирования для каталитического гидрирования ацетилена с образованием этилена; введение обработанного потока, содержащего этилен, в сепаратор продукта; отделение этилена от обработанного потока продукта в сепараторе продукта для создания возвращаемого в цикл потока, содержащего по меньшей мере один компонент из водорода и метана; и направление возвращаемого в цикл потока в пиролизатор.
4. Способ по п.1, дополнительно включающий:
 - (g) обработку возвращаемого в цикл потока для (i) конверсии по меньшей мере части монооксида углерода в водород, (ii) удаления диоксида углерода или (iii) как конверсии по меньшей мере части монооксида углерода в водород, так и удаления диоксида углерода; и
 - (h) направление обработанного возвращаемого в цикл потока в пиролизатор.
5. Способ по п.1, дополнительно включающий:
 - (f) выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток содержит водород и метан;
 - (g) обработку возвращаемого в цикл потока для выделения водорода и метана и получения потока водорода и потока метана;
 - (h) направление потока водорода в зону горения пиролизатора и
 - (i) направление потока метана в поток газа горения в пиролизаторе.
6. Способ по п.1, дополнительно включающий:
 - (g) обработку возвращаемого в цикл потока для конверсии по меньшей мере части монооксида углерода в водород;
 - (h) обработку возвращаемого в цикл потока для отделения водорода и получения потока водорода и
 - (i) направление потока водорода в зону горения пиролизатора.
7. Способ по п.1, дополнительно включающий:
 - (f) выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток включает диоксид углерода;
 - (g) конверсию по меньшей мере части диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации; и
 - (h) направление метана в поток газа горения в пиролизаторе.
8. Способ по п.1, дополнительно включающий:
 - (f) выделение возвращаемого в цикл потока из зоны гидрирования, причем возвращаемый в цикл поток содержит диоксид углерода;
 - (g) конверсию по меньшей мере части диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке в метан в

зоне конверсии диоксида углерода и метанизации;

(h) обработку возвращаемого в цикл потока для удаления диоксида углерода;

(i) обработку возвращаемого в цикл потока для выделения водорода и метана и создания потока водорода и потока метана;

(j) направление потока водорода в зону горения пиролизатора и

(k) направление потока метана в поток газа горения в пиролизаторе.

9. Способ по п. 1, в котором

стадия (е) включает:

(i) введение содержащего ацетилен потока продукта из пиролизатора в реактор гидрирования для каталитического гидрирования ацетилена с образованием этилена;

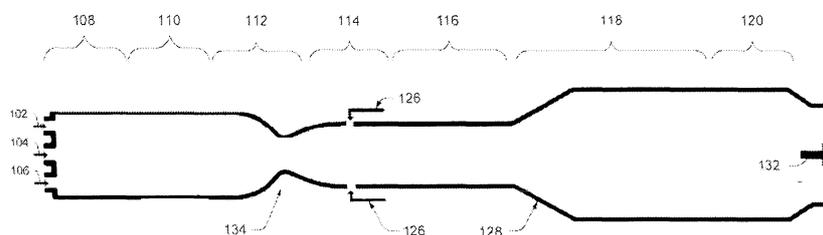
(ii) введение обработанного потока, включающего этилен, в сепаратор продукта;

(iii) отделение этилена от обработанного потока продукта в сепараторе продукта для создания возвращаемого в цикл потока, содержащего диоксид углерода;

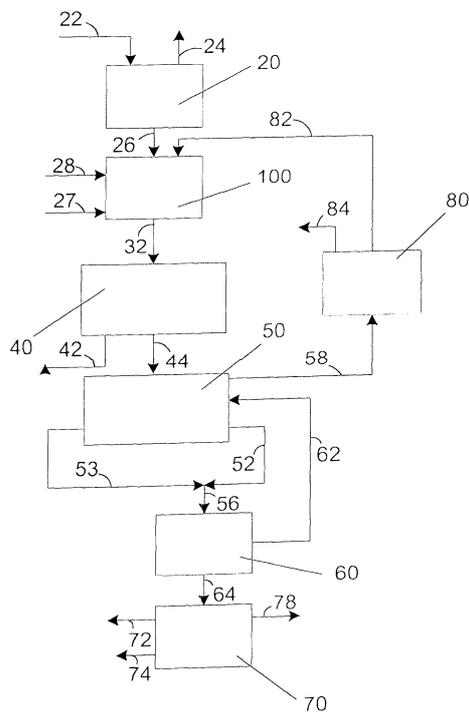
причем способ дополнительно включает:

(f) конверсию по меньшей мере части диоксида углерода в возвращаемом в цикл потоке в метан в зоне конверсии диоксида углерода и метанизации и

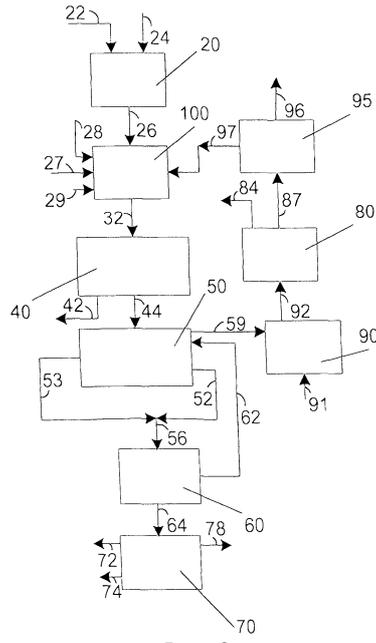
(g) направление метана в поток газа горения в пиролизаторе.



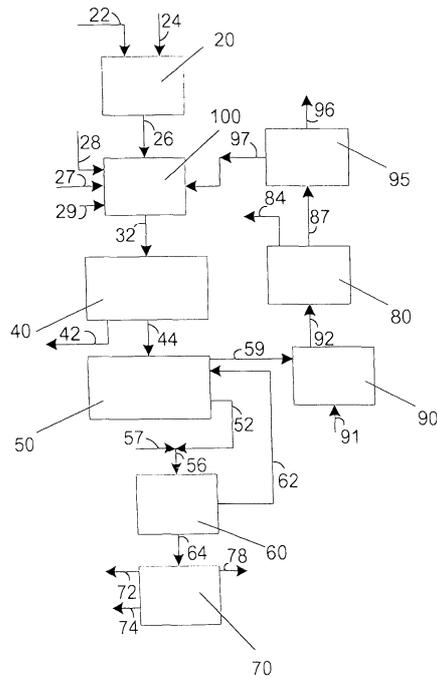
Фиг. 1



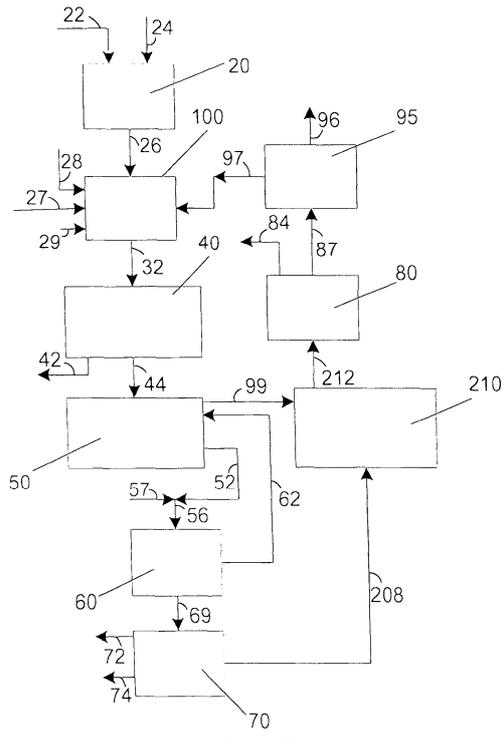
Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4



Фиг. 5