

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **040289**

(13) **B1**

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

(45) Дата публикации и выдачи патента
2022.05.17

(51) Int. Cl. **C01B 3/38** (2006.01)
C10K 3/02 (2006.01)

(21) Номер заявки
202091418

(22) Дата подачи заявки
2018.11.15

(54) **СИСТЕМА И СПОСОБ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ СИНТЕЗ-ГАЗА**

(31) **РА 2017 00701**

(32) **2017.12.08**

(33) **DK**

(43) **2020.10.30**

(86) **PCT/EP2018/081410**

(87) **WO 2019/110269 2019.06.13**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ХАЛЬДОР ТОПСЕЭ А/С (DK)

(72) Изобретатель:
**Мортенсен Петер Мельгаард,
Аасберг-Петерсен Ким (DK)**

(74) Представитель:
Квашнин В.П. (RU)

(56) **US-A1-2013345326**
US-B2-9834440
WO-A1-2014180888
US-A1-2003014974
WO-A1-03070629

(57) Настоящее изобретение относится к системе для получения синтез-газа, содержащей: производящий синтез-газ реактор, выполненный с возможностью получения первого синтез-газа из исходного углеводородного потока; заключительный конвертер, содержащий оболочку, внутри которой находится катализатор, причем катализатор проявляет каталитическую активность в реакциях парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа; заключительный конвертер, содержащий трубопровод для подачи обогащенного CO₂ газового потока в смесительную зону заключительного конвертера, причем обогащенный CO₂ газовый поток в трубопроводе выше по потоку по отношению к смесительной зоне находится в теплообменной связи с газом, протекающим над катализатором, расположенным ниже по потоку по отношению к смесительной зоне; при этом система дополнительно содержит трубопровод для подачи, по меньшей мере, части первого синтез-газа из производящего синтез-газ реактора в смесительную зону заключительного конвертера, и в результате этого объединяются, по меньшей мере, часть первого синтез-газа и обогащенного CO₂ газового потока с образованием смешанного газа, причем смесительная зона расположена выше по потоку по отношению к катализатору; и при этом заключительный конвертер дополнительно содержит выпуск для удаления полученного синтез-газа из заключительного конвертера. Настоящее изобретение также относится к соответствующему способу.

B1

040289

040289

B1

Область техники настоящего изобретения

Настоящее изобретение относится к системе для получения синтез-газа. Настоящее изобретение также относится к способу получения синтез-газа. Более конкретно, настоящее изобретение относится к системе и способу, предназначенным для получения синтез-газа с низким соотношением H_2/CO .

Уровень техники настоящего изобретения

Каталитическое получение синтез-газа посредством парового риформинга исходных углеводородов известно уже несколько десятилетий. Эндотермическую реакцию парового риформинга, как правило, осуществляют в реакторе парового риформинга (SMR). Реактор парового риформинга или реактор парового риформинга метана содержит ряд наполненных катализатором труб, расположенных в печи или огневом нагревателе, чтобы обеспечивать тепло для эндотермической реакции. Трубы обычно имеют длину от 10 до 14 м и внутренний диаметр от 7 до 15 см. Тепло для эндотермической реакции обеспечивают посредством сжигания топлива в горелках в печи. Температура синтез-газа на выходе из реактора парового риформинга зависит от применения синтез-газа, но обычно находится в диапазоне от 65 до 980°C.

Известно, что образование сажи на катализаторе, используемом для каталитического получения синтез-газа посредством парового риформинга, представляет собой проблему, в частности, для получения синтез-газов, имеющих сравнительно низкое соотношение H_2/CO . Таким образом, для таких синтез-газов требуются катализаторы, устойчивые к образованию сажи. Такие устойчивые к образованию сажи катализаторы представляют собой, например, катализаторы на основе благородных металлов, катализаторы на основе частично пассивированного никеля и промотированные никелевые катализаторы. Кроме того, для риформинга обогащенного CO_2 газа в промышленном масштабе, как правило, требуется сопутствующее введение воды для уменьшения склонности газа к образованию сажи. С термодинамической точки зрения оказывается преимущественным присутствие высокой концентрации CO_2 и низкой концентрации пара в исходном материале в целях обеспечения получения синтез-газа с низким соотношением H_2/CO . Однако работа в таких условиях может оказаться неосуществимой вследствие возможности образования сажи на катализаторе.

Альтернативное получение синтез-газа с низким соотношением H_2/CO посредством парового риформинга представляет собой способ пассивированного серой риформинга (SPARG), который может быть использован для получения синтез-газа с относительно низким соотношением H_2/CO . Для этого способа требуется десульфуризация произведенного синтез-газа в целях получения синтез-газа, не содержащего серы.

Более подробное описание разнообразных способов получения синтез-газа с низким соотношением H_2/CO можно найти в статье "Опыт парового риформинга обогащенного CO_2 газа в промышленном масштабе", Р.М. Mortensen и I. Dybkjær, *Applied Catalysis A: General*, 495 (2015), 141-151.

Способы на основе автотермического риформинга (ATR) представляют собой альтернативный путь к получению синтез-газа, в частности, когда требуется низкое соотношение водорода и монооксида углерода. Основные элементы реактора ATR представляют собой горелка, камера сгорания и слой катализатора, содержащийся внутри оболочки, футерованной огнеупорным материалом и устойчивой к высокому давлению. В реакторе ATR после частичного сгорания исходного углеводородного потока в субстехиометрическом количестве кислорода происходит паровой риформинг частично сгоревшего исходного материала в неподвижном слое катализатора парового риформинга. Паровой риформинг также происходит в некоторой степени в камере сгорания вследствие высокой температуры. Реакцию парового риформинга сопровождает реакция конверсии водяного газа. Как правило, на выпуске реактора газ находится в равновесном или близком к равновесному состоянию по отношению к реакциям парового риформинга и конверсии водяного газа. Температура выходящего газа обычно находится в диапазоне от 850 до 1100°C. Дополнительные подробности ATR и полное описание можно найти в литературе, такой как статья "Получение синтез-газа для синтеза Фишера-Тропша", глава 4, *Studies in Surface Science and Catalysis*, 2004 г., том 152, с. 258-352.

В реакторе ATR используют кислород и пар, а также необязательно диоксид углерода, которые реагируют с исходным углеводородным потоком, образуя синтез-газ. Соотношение водорода и монооксида углерода в выходящем газе зависит от выбранных технологических условий, включая количество пара и диоксида углерода, вводимых в исходный углеводородный поток и/или реактор ATR. Увеличение количества диоксида углерода приведет к уменьшению соотношению водорода и монооксида углерода в полученном синтез-газе, но при этом приведет к увеличению расхода кислорода, а также размера реактора вследствие увеличения потока.

Кроме того, в технике известно, что паровой риформинг может быть осуществлен посредством теплообменного риформинга. В теплообменном риформинге поток горячего продукта из реактора парового риформинга или реактора ATR используют в качестве источника тепла для осуществления реакции парового риформинга. Например, в документах EP-0033128 и EP-0334540 описаны параллельные конфигурации, в которых исходный углеводородный поток вводят параллельно в радиационную печь и реактор теплообменного риформинга. Подвергнутый частичному риформингу газ из радиационной печи затем используют в качестве источника тепла для реакций риформинга в реакторе теплообменного риформинга.

В других параллельных конфигурациях объединены теплообменный риформинг и автотермический риформинг. В европейских патентах EP0983963, EP1106570 и EP0504471 описаны способы, в которых исходный углеводородный поток вводят параллельно в реактор теплообменного риформинга и реактор автотермического риформинга. Горячий синтез-газ, полученный из реактора автотермического риформинга, используют в качестве теплообменной среды для реакций риформинга, происходящих в реакторе теплообменного риформинга.

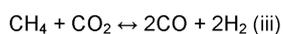
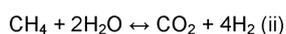
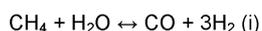
Реактор теплообменного риформинга также может быть расположен выше по потоку и последовательно по отношению к реактору парового риформинга или реактору ATR.

В большинстве случаев полученный синтез-газ, выходящий из реактора теплообменного риформинга, имеет температуру от 500 до 750°C.

Теплообменный риформинг обладает потенциалом увеличения общей эффективности установки, а также экономии топлива и/или кислорода. Однако проблема теплообменного риформинга, в частности, для получения обогащенного CO синтез-газа, представляет собой металлическое запыливание, когда горячий продукт поток из реактора парового риформинга или реактора ATR охлаждают, чтобы обеспечить тепло для реакции парового риформинга. Металлическое запыливание известно в технике (см., например, статью "Получение синтез-газа для синтеза Фишера-Тропша", глава 4, раздел 2.3.4.3., Studies in Surface Science and Catalysis, 2004 г., том 152, с. 304-305) и представляет собой тип коррозии, которая может происходить, когда металлы вступают в контакт с содержащими CO газами при температуре от 400 до 800°C.

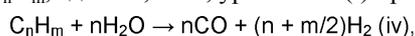
Задача настоящего изобретения заключается в том, чтобы предложить систему и способ для получения синтез-газа с меньшим соотношением H₂/CO, чем обычно оказывается возможным в реакторе SMR или ATR, с одновременным исключением риска образования сажи на катализаторе, используемом в SMR, и уменьшением расхода кислорода и размера реактора в случае применения реактора ATR. Кроме того, задача настоящего изобретения заключается в том, чтобы предложить систему и способ, которые могут быть использованы в целях усовершенствования существующих систем и способов (на основе реактора ATR или SMR) с увеличением производительности. Следующая задача настоящего изобретения заключается в том, чтобы предложить систему и способ, обеспечивающие более высокую эффективность, чем реактор SMR или ATR. Следующая задача настоящего изобретения заключается в том, чтобы предложить обогащенный CO синтез-газ, представляющий собой синтез-газ, имеющий соотношение H₂/CO ниже 2,5, предпочтительно ниже 2,0 и предпочтительнее ниже 1,8 или даже ниже 1,6. Термин "обогащенный CO синтез-газ" является синонимом термина "синтез-газ с низким соотношением H₂/CO". Термин "синтез-газ" используют для обозначения газа, содержащего водород, монооксид углерода, а также, возможно, диоксид углерода и небольшие количества других газов, таких как аргон, азот и т.д.

Термин "риформинг" используют для обозначения парового риформинга согласно одной или более из следующих реакций:



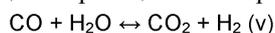
Реакции (i) и (ii) представляют собой реакции парового риформинга метана, в то время как реакция (iii) представляет собой реакцию сухого риформинга метана.

Для высших углеводов C_nH_m, где n ≥ 2, m ≥ 4, уравнение (i) принимает общий вид:



где n ≥ 2, m ≥ 4.

Как правило, риформинг сопровождается реакцией конверсии водяного газа (v):



Термин "паровой риформинг метана" используют для обозначения реакций (i) и (ii), проходящих в направлении стрелки слева направо, в то время как термин "метанирование" используют для обозначения реакций, которые являются обратными по отношению к реакциям (i) и (ii) и проходят в направлении стрелки справа налево. Таким образом, термин "реакции парового риформинга метана и метанирования" используют для обозначения реакций (i) и (ii), проходящих в направлении равновесия. Термин "обратная конверсия водяного газа" используют для обозначения конверсии согласно реакции (v), которая проходит в направлении стрелки справа налево. В большинстве случаев все из указанных реакций находятся в равновесном или близком к равновесному состоянию на выпуске из каталитического слоя или каталитической зоны рассматриваемого реактора.

Краткое раскрытие настоящего изобретения

Далее рассмотрены варианты осуществления настоящего изобретения. Однако следует понимать, что настоящее изобретение не ограничено конкретными описанными вариантами осуществления. Напротив, любая комбинация следующих признаков и элементов, относящихся к различным вариантам осуществления или нет, предназначена для осуществления и практического применения настоящего изобретения.

Кроме того, согласно разнообразным вариантам осуществления настоящего изобретения обеспечены многочисленные преимущества по сравнению с предшествующим уровнем техники. Однако несмотря на то, что варианты осуществления настоящего изобретения могут обеспечивать преимущества по сравнению с другими возможными решениями и/или по сравнению с предшествующим уровнем техники, достижение конкретного преимущества посредством данного варианта осуществления не ограничивает настоящее изобретение. Таким образом, следующие аспекты, признаки, варианты осуществления и преимущества являются просто иллюстративными и не представляют собой элементы или ограничения прилагаемой формулы изобретения, за исключением случаев определенного упоминания в пункте (пунктах) формулы изобретения. Аналогичным образом, ссылку на "настоящее изобретение" не следует истолковывать в качестве обобщения какого-либо объекта изобретения, раскрытого в настоящем документе, и не следует рассматривать в качестве элемента или ограничения прилагаемой формулы изобретения за исключением случаев определенного упоминания в пункте (пунктах) формулы изобретения.

Один аспект настоящего изобретения относится к системе для получения синтез-газа. Система содержит производящий синтез-газ реактор, выполненный с возможностью получения первого синтез-газа из исходного углеводородного потока, и заключительный конвертер, содержащий оболочку, внутри которой находится катализатор, причем катализатор проявляет каталитическую активность в реакциях парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа. Заключительный конвертер содержит трубопровод для подачи обогащенного CO_2 газового потока в смесительную зону заключительного конвертера, причем смесительная зона расположена выше по потоку по отношению к катализатору заключительного конвертера. Обогащенный CO_2 газовый поток в трубопроводе выше по потоку по отношению к смесительной зоне находится в теплообменной связи с полученным синтез-газом из катализатора заключительного конвертера, газом, протекающим над катализатором, расположенным ниже по потоку по отношению к смесительной зоне, и/или смешанным газом. Кроме того, система содержит трубопровод для подачи, по меньшей мере, части первого синтез-газа из производящего синтез-газ реактора в смесительную зону заключительного конвертера, в результате чего объединяются, по меньшей мере, часть первого синтез-газа и обогащенный CO_2 газовый поток с образованием смешанного газа, причем смесительная зона расположена выше по потоку по отношению к катализатору.

Наконец, заключительный конвертер содержит выпуск для удаления полученного синтез-газа из заключительного конвертера. Предпочтительно трубопровод полностью или практически полностью находится или содержится внутри заключительного конвертера.

Первый синтез-газ смешивают с обогащенным CO_2 газовым потоком внутри смесительной зоны заключительного конвертера и в результате этого получают смешанный газ, после чего обогащенный CO_2 газовый поток нагревают посредством теплообмена с полученным синтез-газом из катализатора заключительного конвертера, газом, протекающим над катализатором, и/или смешанным газом. После этого смешанный газ пропускают через слой или зону катализатора и в результате этого получают второй синтез-газ, который представляет собой конечный синтез-газ. Катализатор находится внутри оболочки заключительного конвертера и снаружи трубопровода, т.е. между трубопроводом и оболочкой. Катализатор присутствует в форме слоя или зоны каталитического материала. В качестве альтернативной конфигурации, катализатор находится внутри оболочки заключительного конвертера и снаружи нескольких трубопроводов, т.е. между множеством трубопроводов и оболочкой. Множество трубопроводов служит в качестве нескольких точек введения CO_2 . Катализатор присутствует в форме слоя или зоны каталитического материала. В качестве другой альтернативной конфигурации, катализатор находится внутри одной или более труб заключительного конвертера, в то время как обогащенный CO_2 газ пропускают по таким наполненным катализатором трубам и в теплообменной связи с такими наполненными катализатором трубами. Заключительный конвертер косвенно нагревают, используя тепло от синтез-газа, таким образом, что обогащенный CO_2 газовый поток нагревают посредством теплообмена с полученным синтез-газом перед введением в смесительную зону. В результате этого расход энергии способа в целом уменьшается, например, по сравнению с получением аналогичного синтез-газа непосредственно из огневого реактора риформинга. Кроме того, добавление обогащенного CO_2 газа в смесительную зону способствует подавлению реакции Будуара, т.е. реакции $2\text{CO} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{C}$. Таким образом, использование теплообмена посредством синтез-газа над катализатором становится возможным без чрезмерного увеличения риска того, что уменьшение температуры газа в смесительной зоне увеличит вероятность образования сажи на расположенном ниже по потоку катализаторе. Наконец, поскольку теплообменная связь осуществлена внутри заключительного конвертера, уменьшается или даже устраняется необходимость индивидуально или отдельного теплообменника. Это делает конфигурацию подходящей для усовершенствования уже существующей установки для получения синтез-газа.

Термин "трубопровод" используют для обозначения любого соответствующего канала, прохода, протока или другого средства, направляющего горячий газ из одного реактора в другой. Термин "смесительная зона расположена выше по потоку по отношению к катализатору реактора обратного риформинга" используют для обозначения того, что смесительная зона расположена выше по потоку по отношению к катализатору при наблюдении от направления движения обогащенного CO_2 газового потока и/или при наблюдении от направления движения смешанного газа. Термин "заключительный конвертер" ис-

пользуют для обозначения реактора, расположенного ниже по потоку по относительно производящего синтез-газ реактора, такого как реактор парового риформинга метана, причем в заключительном конвертере протекают по направлению к равновесию реакции парового риформинга, метанирования и обратной конверсии водяного газа. В заключительном конвертере синтез-газ из производящего синтез-газ реактора превращают в конечный синтез-газ, причем конечный синтез-газ имеет меньшее соотношение H_2/CO , чем синтез-газ из производящего синтез-газ реактора.

Согласно варианту осуществления производящий синтез-газ реактор представляет собой реактор парового риформинга метана. Комбинация реактора парового риформинга метана, производящего первый синтез-газ, в параллельной конфигурации с заключительным конвертером, имеющим трубопровод для подачи обогащенного CO_2 газового потока в теплообменной связи с катализатором внутри заключительного конвертера, делает возможным изменение состава полученного синтез-газа с получением газа, который считался бы критическим в отношении образования сажи в типичной конфигурации реактор парового риформинга метана, но не является критическим согласно концепции настоящего изобретения. Таким образом, соотношение H_2/CO получаемого в результате синтез-газ может быть меньше, чем соотношение H_2/CO , возможное только в случае реактора парового риформинга.

Согласно другому варианту осуществления, производящий синтез-газ реактор представляет собой автотермический реактор (реактор ATR). Комбинация реактора ATR, производящего первый синтез-газ, в параллельной конфигурации с заключительным конвертером, имеющим трубопровод для подачи обогащенного CO_2 газового потока в теплообменной связи с катализатором внутри заключительного конвертера, делает возможным увеличение количества монооксида углерода, производимого в расчете на единицу израсходованного кислорода, а также делает возможным уменьшение размера реактора ATR в расчете на единицу производимого монооксида углерода по сравнению с тем, что является возможным в случае реактора ATR.

Согласно настоящему изобретению, обогащенный CO_2 газовый поток нагревают посредством теплообмена с полученным синтез-газом из катализатора заключительного конвертера, газом, протекающим над катализатором, и/или смешанным газом и в конечном результате обеспечивают охлаждение полученного синтез-газа из заключительного конвертера по сравнению со случаем отсутствия трубопровода, выполненного с возможностью подачи обогащенного CO_2 газового потока в смесительную зону. Следовательно, по меньшей мере, часть тепловой нагрузки, требуемой для нагревания обогащенного CO_2 газового потока до температуры, получаемой непосредственно выше по потоку по отношению к смесительной зоне, поступает косвенно посредством охлаждения первого синтез-газа. Таким образом, эта тепловая нагрузка, требуемая для нагревания обогащенного CO_2 газового потока, не должна быть обязательно обеспечена, например, посредством сжигания природного газа. В результате этого эффективность способа в целом увеличивается по сравнению с другими более традиционными способами, где тепловая нагрузка обеспечена посредством сжигания. Кроме того, газ, протекающий через катализатор, имеет меньший термодинамический потенциал для металлического запыливания по сравнению с первым синтез-газом, полученным в реакторе ATR или SMR, вследствие добавления CO_2 .

Кроме того, температура газа, протекающего через катализатор, составляет предпочтительно от 700 до 1000°C, предпочтительно выше 800, предпочтительнее выше 850 и наиболее предпочтительно выше 900°C. При указанных температурах термодинамический потенциал для металлического запыливания, что выражается, например, посредством реакции Будуара, является низким по сравнению с условиями в традиционном реакторе теплообменного риформинга, что, таким образом, уменьшает риск металлического запыливания материала катализатора, используемого в заключительном конвертере. Относительно высокая температура газа, протекающего через катализатор, также представляет собой преимущество, поскольку содержание метана уменьшается при увеличении температура. Как правило, максимальная температура газообразного CO_2 , поступающего в смесительную зону, не превышает температуру, которая приблизительно на 40°C ниже температуры первого синтез-газа, который выходит из производящего синтез-газ реактора, поскольку малая разность приведет к необходимости большой теплообменной зоны внутри заключительного конвертера. Предпочтительно максимальная температура газообразного CO_2 , поступающего в смесительную зону, не превышает температуру, которая приблизительно на 60°C ниже температуры первого синтез-газа, который выходит из производящего синтез-газ реактора.

Теплообмен между обогащенным CO_2 газовым потоком и газом внутри заключительного конвертера предпочтительно обеспечивает, что температура обогащенного CO_2 газового потока в точке смешивания составляет приблизительно от 500 до 1000°C, предпочтительнее от 700 до 1000°C и наиболее предпочтительно от 800 до 1000°C. Оказывается преимущественным, что температура обогащенного CO_2 газового потока является высокой в точке смешивания, для обеспечения того, чтобы была высокой температура смешанного газа в смесительной зоне и, таким образом, смешанного газа в слое или зоне катализатора, и, таким образом, предотвращалось образование сажи на катализаторе в заключительном конвертере. Температура катализатора зависит от технологических условий, но, как правило, является выше 750, предпочтительнее выше 800, предпочтительнее 850 и наиболее предпочтительно выше 900°C. Типичная максимальная температура катализатора составляет приблизительно 1000°C.

Таким образом, настоящее изобретение обеспечивает увеличение мощности производящего синтез-

газ реактора, причем заключительный конвертер обеспечивает увеличение производства монооксида углерода. Кроме того, система обеспечивает регулирование состава синтез-газа, поскольку добавление обогащенного CO_2 газового потока позволяет получать меньшие соотношения H_2/CO , чем соотношения H_2/CO , получаемые, как правило, в едином производящем синтез-газ реакторе.

Термин "синтез-газ с низким соотношением H_2/CO " представляет собой синоним термина "обогащенный CO синтез-газ", и его используют для обозначения синтез-газа, имеющего соотношение H_2/CO ниже 2,5, предпочтительнее синтез-газа, имеющего соотношение H_2/CO ниже 2,0, предпочтительнее синтез-газа, имеющего соотношение H_2/CO ниже 1,8, и еще предпочтительнее синтез-газа, имеющего соотношение H_2/CO ниже 1,6. Кроме того, термин "обогащенный CO_2 газ" используют для обозначения газового потока, в котором содержание сухого CO_2 составляет по меньшей мере 50 мол.%, например, по меньшей мере 70 мол.%, в том числе по меньшей мере 90 мол.%.

В этом контексте термин "O/C" или "соотношение O/C" представляет собой сокращенное обозначение атомного соотношения кислорода и углерода. Соотношение кислорода и углерода представляет собой соотношение числа молей кислорода и числа молей углерода в газе. Кроме того, термин "H/C" или "соотношение H/C" представляет собой сокращенное обозначение атомного соотношения водорода и углерода. Соотношение водорода и углерода представляет собой соотношение числа молей водорода и числа молей углерода в газе. Кроме того, термин "S/C" или "соотношение S/C" представляет собой сокращенное обозначение соотношения пара и углерода. Соотношение пара и углерода представляет собой соотношение числа молей пара и числа молей углерода в углеводородах в газе. Таким образом, S/C представляет собой полное число молей пара, деленное на полное число молей углерода в углеводородах в газе. Следует отметить, что термин "C" в соотношении S/C, таким образом, отличается от термина "C" в соотношениях H/C и O/C, поскольку в соотношении S/C термин "C" означает только углерод в составе углеводородов, в то время как в соотношениях O/C и H/C термин "C" означает весь углерод в газе.

Полученный синтез-газ, выпускаемый из заключительного конвертера, может быть подвергнут обработке на дополнительных стадиях, расположенных ниже по потоку по отношению к заключительному конвертеру, таких как разделение в разделительном блоке. Например, из полученного синтез-газа можно выделять CO_2 . Разделительный блок может представлять собой, блок контактного дегазирования, блок короткоциклового адсорбции с колебаниями давления (PSA), блок короткоциклового адсорбции с колебаниями температуры (TSA), мембранный блок, блок промывания CO_2 или сочетание блока отделения CO_2 и холодильного блока. Холодильный блок определен как криогенный способ разделения смеси H_2 , CO и других газов с получением потока относительно чистого CO , потока относительно чистого H_2 и остального потока, содержащего то, что остается от исходного потока.

Термин "контактное дегазирование" означает разделяющий фазы блок, в котором поток разделяют на жидкую и газовую фазы согласно термодинамическому фазовому равновесию при данной температуре.

Термин "блок промывания CO_2 " означает блок, в котором для отделения CO_2 от технологического газа использован такой способ, как химическая абсорбция. В процессе химической абсорбции содержащий CO_2 газ пропускают над растворителем, который реагирует с CO_2 и, таким образом, связывает его. В большинстве случаев химические растворители представляют собой амины, классифицируемые как первичные амины, такие как моноэтаноламин (MEA) и дигликольамин (DGA), вторичные амины, такие как диэтаноламин (DEA) и диизопропаноламин (DIPA), или третичные амины, такие как триэтаноламин (TEA) и метилдиэтаноламин (MDEA), но также могут быть использованы аммиак и растворы карбонатов щелочных металлов, таких как K_2CO_3 и Na_2CO_3 .

Термин "блок короткоциклового адсорбции" означает адсорбционный блок, отделяющий более тяжелые газы (такие как CO_2) от менее тяжелых газов (таких как H_2). В оборудовании этого типа устанавливается динамическое равновесие между адсорбцией и десорбцией тяжелых газов на адсорбирующем материале. Адсорбцию могут вызывать стерические, кинетические или равновесные эффекты. Точный механизм будет определен используемым адсорбентом, и равновесное насыщение будет зависеть от температуры и давления. Как правило, адсорбирующий материал обрабатывают в технологическом газе вблизи насыщения, и после этого потребуется регенерация. Регенерация может быть осуществлена посредством изменения давления или температуры. На практике это означает осуществление способа с применением двух реакторов, причем адсорбент насыщают при высоком давлении или низкой температуре сначала в одном реакторе, а затем переключают реактор, чтобы теперь десорбировать тяжелые газы из того же реактора посредством уменьшения давления или увеличения температуры.

Мембранное разделение означает способ, осуществляемый, по меньшей мере, на частично проницаемой преграде, например изготовленной из полимера, где перенос индивидуальных частиц газа происходит с различными скоростями, определяемыми их проницаемостью. Это обеспечивает концентрирование или разбавление компонента в ретентате мембраны.

Криогенное разделение означает способ с применением фазового перехода различных частиц в газе в целях выделения индивидуальных компонентов из газовой смеси посредством регулирования температуры.

Производящий синтез-газ реактор содержит первый выпуск для введения исходного углеводородно-

го потока, возможно, вместе с диоксидом углерода и паром в производящий синтез-газ реактор и, возможно, с отдельным впуском для введения кислородсодержащего потока, и выпуском для удаления первого синтез-газа. Система может содержать приспособление, которое позволяет, по меньшей мере, части первого синтез-газа обходить заключительный конвертер. Такая обходящая часть первого синтез-газа затем может быть объединена с полученным синтез-газом из заключительного конвертера, в результате чего получают второй производимый синтез-газ.

Термин "исходный углеводородный поток" используют для обозначения потока исходного материала, содержащего углеводородный газ, содержащий один или более углеводородов и, возможно, другие составляющие компоненты, такие как CO_2 и/или пар. Примеры "углеводородного газа" могут представлять собой природный газ, городской газ, метан или смесь метана и высших углеводородов. Как правило, исходный углеводородный поток представляет собой углеводородный газовый поток, содержащий в небольших количествах водород, монооксид углерода, диоксид углерода, азот, аргон или их комбинации, которые дополняют пар и, возможно, диоксид углерода, добавляемые в углеводородный газ.

Для способов риформинга пример "углеводородного газового потока и пара" представляет собой, например, смесь, содержащая метан, пар, и, возможно, другие газообразные окислители, такие как диоксид углерода. Другой пример углеводородного газового потока и пара представляет собой десульфурезованный и подвергнутый предварительному риформингу поток природного газа и пара.

Термин "исходный углеводородный поток" используют для обозначения газового потока, содержащего углеводородный газовый поток и, возможно, также пар, диоксид углерода или другие газы.

Как правило, исходный углеводородный поток должен быть подвергнут десульфурезации для удаления любой серы, содержащейся в исходном материале, чтобы в результате этого предотвратить дезактивацию катализаторов, используемых в способе.

Необязательно исходный углеводородный поток также может быть подвергнут адиабатическому предварительному риформингу согласно реакции (iv) в температурном диапазоне, составляющем приблизительно от 350 до 550°C, для превращения высших углеводородов в качестве начальной технологической стадии. Адиабатический предварительный риформинг, как правило, происходит ниже по потоку по отношению к десульфурезации. Предварительный риформинг устраняет риск образования сажи из высших углеводородов на катализаторе на последующих технологических стадиях. Пример исходного углеводородного потока представляют собой десульфурезованный и подвергнутый предварительному риформингу поток природного газа и пара.

Следует понимать, что термины "впуск" и "выпуск" не предназначены в качестве ограничительных. Таким образом, указанные термины также предусматривают возможность того, что блоки, например производящий синтез-газ реактор, содержат более чем один впуск и/или выпуск.

Согласно другим вариантам осуществления производящий синтез-газ реактор системы представляет собой реактор термического частичного окисления или реактор каталитического частичного окисления.

В случае реактора термического частичного окисления (ТРОХ) исходный углеводородный поток и окислитель реагируют термически без катализатора в реакторе, футерованном огнеупорным материалом, при высокой температуре. Температура синтез-газа, выходящего из реактора ТРОХ, часто превышает температуру от 1200 до 1300°C или еще более высокий уровень. Никакой катализатор не присутствует. В исходный углеводородный поток добавляют небольшое количество пара или диоксида углерода, или его не добавляют, поскольку это может способствовать образованию сажи. Реактор автотермического риформинга и реактор термического частичного окисления оказываются особенно предпочтительными в качестве производящего синтез-газ реактора вследствие высокой достигаемой температуры первого синтез-газа, выходящего из реактора.

Таким образом, настоящее изобретение может быть использовано, когда с нагреваемым газом заключительным конвертером объединяют реактор SMR, реактор ATR, реактор термического частичного окисления или реактор каталитического частичного окисления. Настоящее изобретение также может быть использовано в том случае, в котором производящий синтез-газ реактор содержит реактор SMR, расположенный выше по потоку и последовательно по отношению к реактору ATR.

Согласно варианту осуществления трубопровод содержит первую часть, выполненную с возможностью введения обогащенного CO_2 газового потока в теплообменную связь с полученным синтез-газом. В результате этого обогащенный CO_2 газовый поток нагревается посредством теплообмена на протяжении части заключительного конвертера, где находится катализатор, и на протяжении первой части трубопровода. Первая часть трубопровода представляет собой расположенную выше по потоку часть трубопровода, где газ внутри трубопровода находится в теплообменной связи с газом, протекающим над катализатором, как видно из направления движения обогащенного CO_2 газового потока.

Согласно варианту осуществления трубопровод содержит вторую часть, выполненную с возможностью введения обогащенного CO_2 газового потока в теплообменную связь со смешанным газом в смеси-тельной зоне. В результате этого обогащенный CO_2 газовый поток нагревается посредством теплообмена на протяжении части заключительного конвертера, где находится катализатор, и на протяжении второй части трубопровода. Вторая часть трубопровода представляет собой расположенную ниже по потоку

часть трубопровода, где газ внутри трубопровода находится в теплообменной связи с газом, протекающим над катализатором, как видно из направления движения обогащенного CO_2 газового потока.

Согласно варианту осуществления обогащенный CO_2 газовый поток нагревают в огневом нагревателе, в электрическом нагревателе, посредством теплообмена, по меньшей мере, с частью полученного синтез-газа, выходящего из заключительного конвертера, и/или посредством теплообмена с перегретым паром перед впуском в заключительный конвертер. Температура обогащенного CO_2 газового потока перед впуском в заключительный конвертер составляет, например, от 200 до 600°C, предпочтительнее от 300 до 500°C. Когда обогащенный CO_2 газовый поток нагревают перед впуском в заключительный конвертер, подавляется реакция Будуара. В результате этого уменьшается риск металлического запыливания.

Согласно варианту осуществления катализатор представляет собой катализатор парового риформинга. Катализатор парового риформинга также обозначают как катализатор парового риформинга метана или катализатор риформинга метана. Примеры катализаторов парового риформинга представляют собой $\text{Ni/MgAl}_2\text{O}_4$, $\text{Ni/Al}_2\text{O}_3$, $\text{Ni/CaAl}_2\text{O}_4$, $\text{Ru/MgAl}_2\text{O}_4$, $\text{Rh/MgAl}_2\text{O}_4$, $\text{Ir/MgAl}_2\text{O}_4$, Mo_2C , W_2C , CeO_2 , благородный металл на носителе Al_2O_3 , но являются также допустимыми и другие катализаторы, подходящие для риформинга. Катализатор парового риформинга выполнен с возможностью катализа реакции парового риформинга метана; однако поскольку газ, впускаемый в заключительный конвертер, представляет собой поток синтез-газа, содержащего водород и монооксид углерода, все реакции парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа происходят в заключительном конвертере, и увеличивается суммарное содержание метана, пара и монооксида углерода в газе, выпускаемом из заключительного конвертера.

Другой аспект настоящего изобретения относится к способу получения синтез-газа, включающему: получение первого синтез-газа из исходного углеводородного потока в производящем синтез-газ реакторе;

подачу обогащенного CO_2 газового потока в смесительную зону заключительного конвертера через трубопровод, причем обогащенный CO_2 газовый поток в трубопроводе выше по потоку по отношению к смесительной зоне находится в теплообменной связи с газом, протекающим над катализатором, перед смешиванием обогащенного CO_2 газового потока, по меньшей мере, с частью первого синтез-газа в смесительной зоне;

подачу по меньшей мере части первого синтез-газа из производящего синтез-газ реактора в смесительную зону заключительного конвертера через трубопровод, и в результате этого объединяются по меньшей мере часть первого синтез-газа и обогащенный CO_2 газовый поток с образованием смешанного газа, причем заключительный конвертер содержит оболочку, внутри которой находится катализатор, причем катализатор проявляет каталитическую активность в реакциях парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа, и при этом смесительная зона расположена выше по потоку по отношению к катализатору;

получение полученного синтез-газа из смешанного газа посредством осуществления реакций парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа над катализатором; и выпуск полученного синтез-газа из заключительного конвертера.

Способ и варианты его осуществления обеспечивают аналогичные преимущества, которые описаны по отношению к системе согласно настоящему изобретению. Таким образом, они не будут описаны с дополнительными подробностями в настоящем документе.

Краткое описание фигур

Вариант осуществления настоящего изобретения разъяснен посредством примера со ссылкой на чертеж. Следует отметить, что на прилагаемом чертеже проиллюстрирован только пример варианта осуществления настоящего изобретения, и, таким образом, его не следует рассматривать как ограничивающий объем настоящего изобретения, поскольку оно может допускать и другие варианты осуществления равной эффективности.

На чертеже схематически представлен чертеж системы для получения синтез-газа согласно варианту осуществления настоящего изобретения.

Подробное раскрытие настоящего изобретения

На чертеже представлена система 100 для получения полученного синтез-газа 12. Система 100 содержит производящий синтез-газ реактор 10, выполненный с возможностью получения первого синтез-газа 5 из исходного углеводородного потока 3. Согласно варианту осуществления, представленному на чертеже, производящий синтез-газ реактор 10 представляет собой реактор автотермического риформинга (ATR).

Исходный углеводородный поток 3 в реактор ATR 10 состоит из потока углеводородного газа 1, такого как природный газ, с которым объединен поток 2 пара и, возможно, CO_2 . Комбинация потока углеводородного газа 1 и потока 2 пара и, возможно, CO_2 представляет собой исходный углеводородный поток 3, вводимый в реактор ATR 10.

Кислородсодержащий поток 4, такой как воздух, поток пара и кислорода, обогащенный кислородом поток или практически чистый кислород, вводят в реактор ATR 10 через впуск. В реакторе ATR 10 после

частичного сгорания исходного углеводородного потока 3 с субстехиометрическим количеством кислорода в кислородсодержащем потоке 4 осуществляют паровой риформинг частично сгоревшего исходного материала в неподвижном слое 11 катализатора парового риформинга, и в результате этого получают первый синтез-газ 5, содержащий водород, монооксид углерода и диоксид углерода. Первый синтез-газ 5, выходящий из реактора ATR 10, как правило, имеет температуру, составляющую от приблизительно 900 до приблизительно 1100°C, в том числе приблизительно 1000°C.

Кроме того, система 100 содержит заключительный конвертер 20, содержащий оболочку 22, в которой находится слой катализатора 21.

Система 100 содержит трубопровод (не представленный на чертеже) для подачи, по меньшей мере, части первого синтез-газа 5 из производящего синтез-газ реактора в смесительную зону 20с заключительного конвертера 20. Заключительный конвертер 20 также имеет трубопровод 23 для подачи обогащенного CO₂ газового потока 6 в смесительную зону 20с заключительного конвертера 20, таким образом, что обогащенный CO₂ газовый поток в трубопроводе выше по потоку по отношению к смесительной зоне 20с находится в теплообменной связи с газом, протекающим над катализатором 21, т.е. ниже по потоку по отношению к смесительной зоне, перед смешиванием, по меньшей мере, с частью первого синтез-газа 5 в смесительной зоне 20с. Согласно варианту осуществления, представленному на чертеже, катализатор 21 находится внутри оболочки заключительного конвертера 20 и снаружи трубопровода 23, т.е. между оболочкой 22 и трубопроводом 23.

В заключительном конвертере 20 присутствуют три зоны или части: смесительная зона 20с, зона 20b катализатора и зона 20a полученного газа. Соответственно, в трубопроводе 23 присутствуют три части: первая часть, где обогащенный CO₂ газовый поток 6 пропускают внутри трубопровода 23 в теплообменной связи с полученным синтез-газом в зоне 20a полученного газа; вторая часть, где обогащенный CO₂ газовый поток 6 пропускают внутри трубопровода 23 в теплообменной связи с газом в зоне 20b катализатора; и третья часть, где обогащенный CO₂ газовый поток 6 пропускают внутри трубопровода 23 в теплообменной связи со смешанным газом в смесительной зоне 20с. Протяженность смесительной зоны 20с и/или зоны 20a полученного газа в направлении продольной оси (не представленной на чертеже) может быть относительно небольшой, например, в том случае, где зона 20b катализатора является относительно большой.

Заключительный конвертер 20 также содержит выпуск для удаления полученного синтез-газа 12 из заключительного конвертера 20.

В системе 100 первый синтез-газ 5 используют в качестве источника тепла в заключительном конвертере 20. Однако обогащенный CO₂ газовый поток 6 можно предварительно нагревать перед введением в заключительный конвертер 20 через трубопровод 23.

Катализатор 21 осуществляет реакции парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа смешанного газа и в результате этого производит конечный синтез-газ 12. Ниже по потоку по отношению к зоне 20b катализатора полученный синтез-газ осуществляет теплообмен с обогащенным CO₂ газовым потоком 6 внутри первой части трубопровода 23.

Стрелки 25 показывают направление движения обогащенного CO₂ газового потока 6 изнутри трубопровода 23. В смесительной зоне 20с первый синтез-газ 5 и обогащенный CO₂ газовый поток 6 смешивают с получением смешанного синтез-газа.

Пример

Примерный технологический расчет представлен ниже в табл. 1. Исходный углеводородный поток, содержащий углеводородный газ, CO₂ и пар и имеющий соотношение S/C 0,6, вводят в реактор ATR 10 согласно настоящему изобретению, как представлено на чертеже. Исходный углеводородный поток нагревают до 650°C перед введением в реактор ATR 10. Добавляют обогащенный кислородом поток 4, и его количество регулируют таким образом, что температура первого синтез-газа 5 составляет 1050°C. В реакторе ATR 10 получают первый синтез-газ 5.

Полный поток всех компонентов во всех потоках, входящих в реактор ATR, и поток всех компонентов в первом синтез-газе 5 представлены в столбце под заголовком "ATR 10" в табл. 1.

Обогащенный CO₂ газовый поток вводят в трубопровод и нагревают в трубопроводе до температуры 988°C посредством теплообмена с газом, протекающим между трубопроводом и оболочкой, в смесительной зоне 20с, зоне 20b катализатора и зоне 20a полученного газа. Обогащенный CO₂ газовый поток смешивают с первым синтез-газом, получая смешанный синтез-газ, имеющий температуру 1038°C.

Внутри зоны 20b катализатора заключительного конвертера 20 объединенный поток приводят в равновесие, т.е. приводят в равновесие реакции обратной конверсии водяного газа, метанирования и риформинга. На выпуске температура полученного синтез-газа 12, выходящего из заключительного конвертера 20, составляет приблизительно 995°C, что значительно ниже равновесной температуры разложения метана для газа (1349°C) и выше равновесной температуры реакции Будуара для газа (860°C). Следовательно, полученный синтез-газ 12 не обладает потенциалом для образования сажи.

Таблица 1

| | Реактор ATR 10 | Обогащенный CO ₂ газовый поток 6 | Каталитический слой заклучительного конвертера 20 | Выход из заклучительного конвертера 20 |
|-----------------------------------------------------------------|-------------------|---------------------------------------------------|------------------------------------------------------------|----------------------------------------------|
| Температура на впуске [°C] | 650 | 180 | 1038 | |
| Температура на выпуске [°C] | 1050 | 988 | 995 | 853 |
| Манометрическое давление на впуске [кг/см ²] | 35,5 | 35,5 | 34,5 | 34 |
| Манометрическое давление на выпуске [кг/см ²] | 34,5 | 34,5 | 34 | 33,5 |
| Температура разложения метана на выпуске [°C] | - | - | 1349 | |
| Температура реакции Будуара на выпуске [°C] | 891 | - | 860 | |
| Впуск: | | | | |
| N ₂ [Нм ³ /ч] | 26 | | 245 | |
| CO ₂ [Нм ³ /ч] | 8487 | 11615 | 17583 | |
| CH ₄ [Нм ³ /ч] | 18695 | | 373 | |
| H ₂ [Нм ³ /ч] | 394 | | 31372 | |
| H ₂ O [Нм ³ /ч] | 11321 | | 16988 | |
| CO [Нм ³ /ч] | 0 | | 20842 | |
| Впуск кислорода: | | | | |
| O ₂ [Нм ³ /ч] | 10735 | | | |
| N ₂ [Нм ³ /ч] | 219 | | | |
| Температура кислорода на впуске [°C] | 371 | | | |
| Выпуск: | | | | |
| N ₂ [Нм ³ /ч] | 245 | | 245 | 245 |
| CO ₂ [Нм ³ /ч] | 5968 | 11615 | 12720 | 12720 |
| CH ₄ [Нм ³ /ч] | 373 | | 392 | 392 |
| H ₂ [Нм ³ /ч] | 31372 | | 26451 | 26451 |
| H ₂ O [Нм ³ /ч] | 16988 | | 21870 | 21870 |
| CO [Нм ³ /ч] | 20842 | | 25685 | 25685 |
| Полный поток на выпуске [Нм ³ /ч] | 75788 | | | |

Таким образом, когда используют систему и способ, оказывается возможным обеспечение полученного синтез-газа, имеющего относительно высокое содержание CO. В примере табл. 1 соотношение H₂/CO составляет 1,0, в то время как соотношения H/C и O/C составляют 2,5 и 1,9, соответственно.

В этом контексте температуру разложения метана (T(MDC)) вычисляют как температуру, при которой константа равновесия реакции разложения метана с образованием графита (CH₄↔C+2H₂) равна коэффициенту реакции (QC) газа. Образование углерода в форме графита может происходить, когда температура является выше, чем эта температура.

Коэффициент реакции QC определяют как соотношение квадрата парциального давления водорода и парциального давления метана, т.е.

$$QC = P^2_{H_2}/P_{CH_4}$$

Температуру реакции Будуара (T(BOU)) вычисляют аналогичным образом, но для реакции Будуара (2CO↔C+CO₂), и в этом случае образование углерода в форме графита может происходить, когда температура ниже, чем эта температура реакции Будуара.

В табл. 2 представлен сравнительный пример соответствующих значений для получения аналогичного синтез-газа в системе с реактором ATR но без адиабатического заключительного конвертера, что обозначено здесь как "автономный реактор ATR". В этом случае весь CO₂ заблаговременно вводят в реактор ATR, который работает при соотношении S/C 0,6. Сравнение примеров показывает, что для автономного реактора требуется больше кислорода.

Таблица 2

| | Автономный ATR |
|-----------------------------------------------------------|----------------|
| Температура на впуске [°C] | 650 |
| Температура на выпуске [°C] | 1050 |
| Манометрическое давление на впуске [кг/см ²] | 35,5 |
| Манометрическое давление на выпуске [кг/см ²] | 34,5 |
| Температура разложения метана на выпуске [°C] | - |
| Впуск: | |
| N ₂ [Нм ³ /ч] | 26 |
| CO ₂ [Нм ³ /ч] | 18678 |
| CH ₄ [Нм ³ /ч] | 18967 |
| H ₂ [Нм ³ /ч] | 400 |
| H ₂ O [Нм ³ /ч] | 11494 |
| CO [Нм ³ /ч] | 0 |
| Впуск кислорода: | |
| O ₂ [Нм ³ /ч] | 11739 |
| N ₂ [Нм ³ /ч] | 240 |
| Температура на впуске кислорода [°C] | 371 |
| Выпуск: | |
| N ₂ [Нм ³ /ч] | 266 |
| CO ₂ [Нм ³ /ч] | 11807 |
| CH ₄ [Нм ³ /ч] | 153 |
| H ₂ [Нм ³ /ч] | 26493 |
| H ₂ O [Нм ³ /ч] | 23029 |
| CO [Нм ³ /ч] | 25685 |
| Полный поток на выпуске [Нм ³ /ч] | 87433 |

Из табл. 1 и 2 видно, что выпускаемый поток из реактора ATR в случае настоящего изобретения меньше, чем в случае автономного реактора ATR. Это означает что посредством использования идей настоящего изобретения может быть сконструирован реактор ATR меньших размеров. Это также означает, что в случае усовершенствований получение монооксида углерода может быть увеличено без необходимости увеличения данного реактора ATR. Это осуществляется посредством введения заключительного конвертера для образования системы и применения способа согласно настоящему изобретению.

Расход кислорода (вычисленный как соотношение израсходованного O₂ и полученного CO [Нм³/Нм³]) составляет 0,418 по сравнению с 0,457 для автономного реактора ATR. Следовательно, согласно настоящему изобретению экономится кислород, что уменьшает капитальные расходы на блок разделения воздуха для получения кислорода.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Система для получения синтез-газа, содержащая:
 производящий синтез-газ реактор, выполненный с возможностью получения первого синтез-газа из исходного углеводородного потока; и
 заключительный конвертер, содержащий оболочку, внутри которой находится катализатор, причем вышеупомянутый катализатор проявляет каталитическую активность в реакциях парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа; при этом вышеупомянутый заключительный конвертер содержит трубопровод для подачи обогащенного CO₂ газового потока в смесительную зону вышеупомянутого заключительного конвертера, причем вышеупомянутая смесительная зона расположена выше по потоку вышеупомянутого катализатора, при этом вышеупомянутый обогащенный CO₂ газовый поток в вышеупомянутом трубопроводе выше по потоку вышеупомянутой смесительной зоны находится в теплообменной связи с газом, протекающим над вышеупомянутым катализатором, распо-

женным ниже по потоку по отношению к смесительной зоне,

причем вышеупомянутая система дополнительно содержит трубопровод для подачи, по меньшей мере, части вышеупомянутого первого синтез-газа из вышеупомянутого производящего синтез-газ реактора в вышеупомянутую смесительную зону вышеупомянутого заключительного конвертера, и в результате этого объединяются, по меньшей мере, часть вышеупомянутого первого синтез-газа и вышеупомянутого обогащенного CO_2 газового потока с образованием смешанного газа,

при этом вышеупомянутый заключительный конвертер дополнительно содержит выпуск для удаления полученного синтез-газа из вышеупомянутого заключительного конвертера.

2. Система по п.1, в которой вышеупомянутый производящий синтез-газ реактор представляет собой реактор автотермического риформинга, реактор термического частичного окисления, реактор каталитического частичного окисления или реактор парового риформинга метана.

3. Система по п.1 или 2, в которой вышеупомянутый трубопровод содержит первую часть, выполненную с возможностью введения вышеупомянутого обогащенного CO_2 газового потока в теплообменную связь с вышеупомянутым полученным синтез-газом.

4. Система по любому из пп.1-3, в которой вышеупомянутый трубопровод содержит вторую часть, выполненную с возможностью введения вышеупомянутого обогащенного CO_2 газового потока в теплообменную связь со смешанным газом в вышеупомянутой смесительной зоне.

5. Система по любому из пп.1-4, в которой катализатор представляет собой катализатор парового риформинга.

6. Способ получения синтез-газа, включающий:

получение первого синтез-газа из исходного углеводородного потока в производящем синтез-газ реакторе;

подачу обогащенного CO_2 газового потока в смесительную зону заключительного конвертера через трубопровод, причем вышеупомянутый заключительный конвертер содержит оболочку, внутри которой находится катализатор, при этом вышеупомянутый обогащенный CO_2 газовый поток в вышеупомянутом трубопроводе выше по потоку вышеупомянутой смесительной зоны находится в теплообменной связи с газом, протекающим над катализатором, перед смешиванием вышеупомянутого обогащенного CO_2 газового потока, по меньшей мере, с частью первого синтез-газа в вышеупомянутой смесительной зоне;

подачу, по меньшей мере, части вышеупомянутого первого синтез-газа из вышеупомянутого производящего синтез-газ реактора в смесительную зону вышеупомянутого заключительного конвертера через трубопровод и в результате этого объединение, по меньшей мере, части вышеупомянутого первого синтез-газа и вышеупомянутого обогащенного CO_2 газового потока с образованием смешанного газа, причем в вышеупомянутом заключительном конвертере вышеупомянутый катализатор проявляет каталитическую активность в реакциях парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа, и при этом вышеупомянутая смесительная зона расположена выше по отношению к вышеупомянутому катализатору;

получение в качестве продукта синтез-газа из вышеупомянутого смешанного газа посредством осуществления реакций парового риформинга метана, метанирования и обратной конверсии водяного газа над вышеупомянутым катализатором; и

выпуск вышеупомянутого полученного синтез-газа из вышеупомянутого заключительного конвертера.

7. Способ по п.6, в котором вышеупомянутый производящий синтез-газ реактор представляет собой реактор автотермического риформинга, реактор частичного окисления, реактор каталитического частичного окисления или реактор парового риформинга метана.

8. Способ по п.6 или 7, в котором вышеупомянутый обогащенный CO_2 газовый поток вводят в теплообменную связь с вышеупомянутым полученным синтез-газом выше по потоку по отношению к вышеупомянутому катализатору.

9. Способ по любому из пп.6-8, в котором вышеупомянутый обогащенный CO_2 газовый поток вводят в теплообменную связь со смешанным газом в вышеупомянутой смесительной зоне, расположенной ниже по потоку по отношению к вышеупомянутому катализатору.

10. Способ по любому из пп.6-9, в котором вышеупомянутый обогащенный CO_2 газовый поток нагревают в огневом нагревателе, в электрическом нагревателе, посредством теплообмена, по меньшей мере, с частью полученного синтез-газа, выходящего из заключительного конвертера, и/или посредством теплообмена с перегретым паром перед впуском в заключительный конвертер.

11. Способ по любому из пп.6-10, в котором катализатор представляет собой катализатор парового риформинга.

