

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **044713**(13) **B1**(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента
2023.09.26

(51) Int. Cl. **C01B 3/38 (2006.01)**
C07C 29/151 (2006.01)

(21) Номер заявки
202191945

(22) Дата подачи заявки
2020.02.06

(54) **СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ МЕТАНОЛА С УВЕЛИЧЕННОЙ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТЬЮ**

(31) **62/801,998**

(56) US-A1-2008069766
US-A1-2015087865
EP-A1-2116295
DE-A1-3521304

(32) **2019.02.06**

(33) **US**

(43) **2021.11.10**

(86) **PCT/IB2020/050961**

(87) **WO 2020/161667 2020.08.13**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ЭНИ С.П.А. (IT)

(72) Изобретатель:
**Алахмади Файсал, Аламро Марван,
Колах Аспи (SA)**

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

(57) Система, включающая реактор каталитического неполного окисления (CPO), действующий путем производства выходящего потока из реактора CPO, характеризующегося молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H_2/CO) и соотношением $M (H_2-CO_2)/(CO+CO_2)$; реактор парового риформинга метана (SMR), действующий путем образования выходящего потока из реактора SMR, характеризующегося молярным соотношением H_2/CO , превышающим молярное соотношение H_2/CO выходящего потока из реактора CPO, и соотношением M , превышающим соотношение M выходящего потока из реактора CPO; проточную линию(и), организованную для комбинирования по меньшей мере части выходящего потока из реактора CPO по меньшей мере с частью выходящего потока из реактора SMR с получением комбинированного потока сингаза выше или ниже теплообменника, действующего путем переноса тепла из по меньшей мере части выходящего потока из реактора CPO, по меньшей мере части выходящего потока из реактора SMR, или комбинированного потока сингаза в первую часть углеводородов и/или вторую часть углеводородов.

B1**044713****044713****B1**

Область техники

Изобретение относится к системам и способам получения синтез-газа посредством каталитического неполного окисления (CPO), и получения метанола из него; более конкретно, настоящее изобретение относится к системам и способам для производства метанола, в которых используется паровой риформинг метана (SMR) и каталитическое неполное окисление (CPO) для получения синтез-газа для производства метанола; еще более конкретно, настоящее изобретение относится к системам и способам для получения метанола, которые обеспечивают подачу синтез-газа, имеющего желаемый состав, в контур синтеза метанола посредством комбинации CPO и SMR без использования дополнительного обогащения водородом, например, посредством WGS, и/или удаления диоксида углерода (CO₂).

Уровень техники

Синтез-газ (сингаз) представляет собой смесь, содержащую монооксид углерода (CO) и водород (H₂), а также небольшие количества диоксида углерода (CO₂), воды (H₂O) и непрореагировавшего метана (CH₄). Сингаз, как правило, используется в качестве промежуточного материала для получения метанола и аммиака, а также промежуточного материала для получения синтетической нефти для применения в качестве смазывающего вещества или топлива.

Сингаз обычно получают путем парового риформинга природного газа (паровой риформинг метана или SMR), хотя для получения сингаза могут использоваться другие источники углеводородов, такие как отходящий газ нефтеперерабатывающих предприятий, лигроиновое сырье, тяжелые углеводороды, уголь, биомасса и т.д. SMR представляет собой эндотермический процесс, и он требует значительной подачи энергии для продвижения реакции в прямом направлении. Общепринятые эндотермические технологии, такие как SMR, продуцируют сингаз с содержанием водорода, превышающим требуемое содержание для синтеза метанола. Как правило, SMR продуцирует сингаз с соотношением M в диапазоне от 2,6 до 2,98, где соотношение M представляет собой молярное соотношение, определяемое как (H₂-CO₂)/(CO+CO₂).

В процессе автотермического риформинга (ATR) часть природного газа сжигается в качестве топлива для обеспечения конвертирования природного газа в сингаз, что приводит к относительно низкому содержанию водорода и высоким концентрациям CO₂. В традиционных предприятиях по производству метанола используется комбинированная технология риформинга (CR), которая сочетает SMR с автотермическим риформингом (ATR), уменьшая количество водорода, присутствующего в сингазе. В ходе ATR образуется сингаз с меньшим содержанием водорода, чем требуется для синтеза метанола. Как правило, в ходе ATR получают сингаз с соотношением M в диапазоне от 1,7 до 1,84. В технологии CR объемная скорость потока для подачи природного газа в SMR и ATR может быть скорректирована для достижения общего соотношения M для сингаза от 2,0 до 2,06. Кроме того, сингаз, полученный посредством CR, имеет содержание водорода, которое превышает содержание водорода, требуемое для синтеза метанола. Более того, SMR является в высокой степени эндотермическим процессом, и эндотермичность технологии SMR требует сжигания топлива для обеспечения синтеза сингаза. Следовательно, технология SMR уменьшает энергетическую эффективность процесса синтеза метанола.

Сингаз также можно получать (некоммерчески) посредством каталитического неполного окисления (CPO или CPOx) природного газа. В процессах CPO используется неполное окисление углеводородного сырья в сингаз, содержащий CO и H₂. Процесс CPO является экзотермическим, таким образом, устраняя необходимость во внешней подаче тепла. Однако состав полученного сингаза не является полностью пригодным для различных последующих процессов синтеза (например, синтеза метанола) вследствие сниженного содержания водорода. Таким образом, остается постоянная потребность в разработке систем и процессов, в которых используются процессы CPO для продуцирования синтез-газа, пригодного для последующего химического синтеза (например, синтеза метанола).

Краткое описание фигур

Для подробного описания предпочтительных вариантов осуществления описанных процессов приводится отсылка к прилагаемому чертежу, где:

Фигура представляет собой схему системы для I для процесса синтеза синтез-газа и метанола в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения.

Подробное описание

В настоящем описании описаны система и способ для получения сингаза и необязательно последующего синтеза метанола из него с использованием каталитического неполного окисления (CPO), например, природного газа в комбинации с SMR.

В традиционных способах получения сингаза для синтеза метанола используется независимая технология парового риформинга (SMR) или технология комбинированного риформинга (CR). В обоих из этих традиционных процессов используется эндотермический паровой риформинг (SMR) для получения сингаза с требуемым составом для синтеза метанола. Реакция SMR является высокоэндотермическим типовым процессом, который также имеет высокие капитальные затраты (CAPEX). В традиционных наилучших в своем классе предприятиях по производству метанола используется технология комбинированного риформинга (CR), которая состоит из реактора SMR и

установки автотермического риформинга (ATR) для уменьшения энергопотребления при получении сингаза, и, таким образом, в процессе синтеза метанола в целом. Способ CR снижает расход топлива элементом SMR путем вовлечения ATR для риформинга части подаваемого природного газа. Подачу природного газа (например, объемная скорость потока) в SMR и ATR корректируют для достижения конечной композиции сингаза (например, сингаз с величиной M, как дополнительно описано в настоящем описании ниже, приблизительно от 2,0 до 2,06), обеспечиваемой посредством технологии CR.

Эндотермичность технологии SMR требует сжигания топлива для обеспечения реакций. Следовательно, технология SMR уменьшает энергетическую эффективность процесса синтеза метанола с использованием SMR для обеспечения исходного синтез-газа для синтеза метанола.

В описанных в настоящем описании системе и способе используется процесс CPO совместно с SMR для получения обогащенного водородом сингаза с требуемой композицией для последующего синтеза метанола без необходимости в дополнительном обогащении водородом, например, посредством конверсии водяного газа (WGS), и/или удалении диоксида углерода (CO₂). В соответствии с настоящим изобретением реактор каталитического неполного окисления (CPO) может быть установлен параллельно установке для парового риформинга метана (SMR) с подачей углеводородов в процессе, разделенной так, чтобы от приблизительно 10 до приблизительно 70 мас.% или от приблизительно 20 до приблизительно 60 мас.% направлялись в реактор CPO, а остальное (от приблизительно 30 до приблизительно 90 мас.% или от приблизительно 40 до приблизительно 80 мас.%) направлялось в реактор SMR. Описанные в настоящем описании система и способ для синтеза метанола являются энергетически эффективными и могут использоваться, в некоторых вариантах осуществления, для модернизации существующего предприятия по производству метанола. С использованием CPO, вместе с SMR и/или тепловой интеграцией, описанные в настоящем описании система и способ позволяют снизить использование энергии при минимальных капиталовложениях.

В некоторых вариантах осуществления энергопотребление существующей установки по производству метанола может быть снижено в соответствии с настоящим изобретением путем модернизации существующей установки. Альтернативно, в соответствии с настоящим изобретением может быть спроектирована новая установка для получения метанола, имеющая сниженное энергопотребление относительно аналогичной установки, в которой отсутствует CPO. Энергопотребление минимизируется в соответствии с настоящим изобретением посредством объединения каталитического неполного окисления с SMR, обеспечивая сходные или более высокие уровни производства метанола при сходном качестве продукта. В некоторых вариантах осуществления энергопотребление установки для получения метанола (например, новой или существующей установки, модернизированной в соответствии с настоящим изобретением) снижается от индексной величины 90-100 ММВТУ/тонна произведенного метанола, до индексной величины менее чем приблизительно 55-85 ММВТУ/тонна произведенного метанола, что отражает снижение более чем на приблизительно 15-45%. В некоторых вариантах осуществления энергопотребление установки для получения метанола снижается посредством системы и способа по изобретению по меньшей мере на 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 40 или 45% относительно традиционного получения метанола посредством SMR без CPO. В некоторых вариантах осуществления энергопотребление установки получения метанола (например, новой или существующей установки, модернизированной в соответствии с настоящим изобретением) снижается до индексной величины, меньшей или равной приблизительно 90, 85, 80, 75, 70, 65, 60 или 55 ММВТУ/тонна метанола, произведенного посредством системы и способа по настоящему изобретению.

Кроме рабочих примеров или случаев, когда указано иное, подразумевается, что все числа или выражения, касающиеся количеств ингредиентов, условий реакции и т.п., используемые в настоящем описании и формуле изобретения, модифицированы во всех случаях термином "приблизительно". В настоящем описании раскрыты различные числовые диапазоны. Поскольку эти диапазоны являются непрерывными, они включают каждую величину между минимальной и максимальной величинами. Конечные точки всех диапазонов, указывающих на одну и ту же характеристику или компонент, являются независимо комбинируемыми и включающими указанные конечные точки. Если явно не указано иное, различные числовые диапазоны, указанные в настоящем описании, являются приближениями. Конечные точки всех диапазонов, относящиеся к одному и тому же компоненту или свойству, включают конечные точки и независимо могут комбинироваться. Термин "от более 0 до некоторого количества" означает, что названный компонент присутствует в некотором количестве, превышающем 0, и вплоть до и включая более высокое названное количество.

Форма единственного числа предназначена не для указания на ограничение количества, а скорее для указания на присутствие по меньшей мере одного из упоминаемых объектов. Как используют в рамках изобретения форма единственного числа включает множественное число упоминаемых объектов.

Как используют в рамках изобретения выражение "их комбинации" включает один или несколько из указанных элементов, необязательно вместе с элементом, который не указан, например, включая комбинацию одного или нескольких названных компонентов, необязательно с одним или несколькими другими компонентами, конкретно не названными, которые имеют по существу ту же функцию. Как

используют в рамках изобретения, термин "комбинация" включает сочетания, смеси, сплавы, продукты реакции и т.п.

Указание в настоящем описании на "вариант осуществления", "другой вариант осуществления", "другие варианты осуществления", "некоторые варианты осуществления" и т.д. означает, что конкретный элемент (например, признак, структура, свойство и/или характеристика), описанный применительно к варианту осуществления, включен по меньшей мере в один вариант осуществления, описанный в настоящем описании, и может присутствовать или может не присутствовать в других вариантах осуществления. Кроме того, следует понимать, что описанный элемент(ы) может быть скомбинирован любым подходящим образом в различных вариантах осуществления.

Как используют в рамках изобретения, термины "ингибирование", или "уменьшение", или "предупреждение", или "избегание" или любой вариант этих терминов включают любое поддающееся измерению снижение или полное ингибирование для достижения желаемого результата.

Как используют в рамках изобретения, термин "эффективный" означает достаточный для достижения желаемого, ожидаемого или предполагаемого результата.

Как используют в рамках изобретения, термины "содержащий" (и любая форма термина "содержащий", такая как "содержать" и "содержит"), "имеющий" (и любая форма термина "имеющий", такая как "иметь" и "имеет"), "включающий" (и любая форма термина "включающий", такая как "включать" и "включает") или "содержащий" (и любая форма термина "содержащий", такая как "содержать" и "содержит") являются инклюзивными или открытыми и не исключают дополнительных не указанных элементов или стадий процесса.

Если не определено иначе, технические и научные термины, используемые в настоящем описании, имеют то же значение, которое обычно подразумевает специалист в данной области.

Соединения описаны в настоящем описании с использованием стандартной номенклатуры. Например, подразумевают, что любое положение, не замещенное ни в одной из указанных групп, имеет его валентность, занятую связью, как указано, или атомом водорода. Черта (" - "), которая не находится между двумя буквами или символами, используется для указания на точку присоединения заместителя. Например, -СНО связан через атом углерода карбонильной группы.

Как используют в рамках изобретения, термины "C_x углеводороды" и "C_xs" являются взаимозаменяемыми и относятся к любому углеводороду, имеющему число x атомов углерода (С). Например, оба из терминов "C₄-углеводороды" и "C₄s" относятся к любым углеводородам, имеющим точно 4 атома углерода, таким как n-бутан, изобутан, циклобутан, 1-бутен, 2-бутен, изобутилен, бутадиеи и т.п., или к их комбинациям.

Как используют в рамках изобретения, термин "C_x+углеводороды" относится к любому углеводороду, имеющему более чем или ровно x атомов углерода (С). Например, термин "C₂+углеводороды" относится к любым углеводородам, имеющим 2 или более атомов углерода, таким как этан, этилен, C₃, C₄, C₅ и т.д.

Как используют в настоящем описании, "контур синтеза метанола" или "контур метанола" относится к части предприятия, в которой осуществляется синтез метанола, включающей реактор(ы) для синтеза метанола).

Как используют в настоящем описании, соотношение М представляет собой молярное соотношение, определяемое как (H₂-CO₂)/(CO+CO₂).

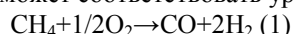
Ссылаясь на фигуру, раскрыта система I для производства сингаза и метанола. Система I для производства сингаза и метанола, как правило, включает реактор 10 каталитического неполного окисления (СРО или СРОх); реактор 20 парового риформинга метана (SMR); компрессор 30; реактор 40 синтеза метанола; газожидкостный сепаратор 50 и перегонную установку 60. В некоторых вариантах осуществления система I для синтеза сингаза и метанола I, кроме того, может включать элемент 6 десульфуризации, и один или несколько теплообменников, в качестве первого теплообменника HE1, второго теплообменника HE2 и третьего теплообменника HE3. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, компоненты системы для производства сингаза и метанола, представленные на фигуре, могут быть гидравлически соединены друг с другом (как указано соединительными линиями, указывающими на направление потока жидкости) посредством любых подходящих каналов (например, трубы, потоки и т.д.).

В некоторых вариантах осуществления способ, описанный в настоящем описании, может включать стадию (а) подачи смеси реагентов для каталитического неполного окисления (СРО) в реакторе 10 СРО; где смесь реагентов для СРО включает кислород, первую часть 8А углеводородов и необязательно пар; где по меньшей мере часть смеси реагентов для СРО реагирует посредством реакции СРО в реакторе 10 СРО с образованием выходящего потока 15А из реактора СРО; где реактор 10 СРО содержит катализатор СРО; где выходящий поток 15А из реактора СРО содержит водород (H₂), монооксид углерода (СО), диоксид углерода (СО₂), воду и непрореагировавшие углеводороды, где выходящий поток 15А из реактора СРО характеризуется молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H₂/СО) выходящего потока 15А из реактора СРО, и где выходящий поток 15А из реактора СРО характеризуется соотношением М выходящего потока 15А из реактора СРО, где соотношение М

представляет собой молярное соотношение, определяемое как $(\text{H}_2-\text{CO}_2)/(\text{CO}+\text{CO}_2)$. Как дополнительно описано ниже, смесь реагентов для СРО может включать кислород на линии 12 и/или пар на линии 11А в комбинации с первой углеводородной частью 8А.

Кроме того, способ включает (b) подачу смеси реагентов для парового риформинга метана (SMR) в реактор 20 SMR, где смесь реагентов для SMR включает пар и вторую часть 8В углеводородов; где по меньшей мере часть смеси реагентов для SMR реагирует посредством реакции SMR в реакторе 20 SMR с образованием выходящего потока 15В из реактора SMR; где выходящий поток 15В из реактора SMR включает водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды; где выходящий поток 15В из реактора SMR характеризуется молярным соотношением H_2/CO выходящего потока 15В из реактора SMR, которое превышает молярное соотношение H_2/CO выходящего потока 15А из реактора СРО; и где выходящий поток 15В из реактора SMR характеризуется соотношением М выходящего потока 15В из реактора SMR, которое превышает соотношение М выходящего потока 15А из реактора СРО. Как дополнительно описано в настоящем описании ниже, смесь реагентов для SMR может включать пар на линии 11А и/или 11С в комбинации с второй частью 8В углеводородов.

Как правило, реакция СРО основана на частичном сгорании топлива, такого как различные углеводороды, и, в случае метана, СРО может соответствовать уравнению (1):

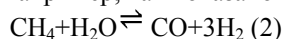


Не ограничиваясь теорией, в ходе реакции СРО, представленной в уравнении (1) могут происходить побочные реакции; и в таких реакциях могут образовываться диоксид углерода (CO_2) и вода (H_2O), например, в результате сгорания углеводородов, которое является экзотермической реакцией. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, и не ограничиваясь теорией, реакция СРО, соответствующая уравнению (1), может приводить к сингазу с молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H_2/CO), имеющему теоретический стехиометрический предел 2,0. Не ограничиваясь теорией, теоретический стехиометрический предел 2,0 для молярного соотношения H_2/CO означает, что реакция СРО, соответствующая уравнению (1), обеспечивает 2 моль H_2 на каждый 1 моль CO , т.е. молярное соотношение H_2/CO (2 моль $\text{H}_2/1$ моль CO) = 2. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, теоретический стехиометрический предел 2,0 для молярного соотношения H_2/CO в реакции СРО не может быть достигнут практически, поскольку реагенты (например, углеводороды, кислород), а также продукты (например, H_2 , CO) претерпевают побочные реакции в условиях, используемых для реакции СРО. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, и не ограничиваясь теорией, в присутствии кислорода CO и H_2 могут окисляться до CO_2 и H_2O , соответственно. Относительные количества (например, композиция) CO , H_2 , CO_2 и H_2O могут быть далее изменены посредством равновесия реакции конверсии водяного газа (WGS), которая более подробно рассмотрена в настоящем описании ниже. Побочные реакции, которые могут происходить в реакторе 10 СРО, могут оказывать прямое влияние на соотношение М полученного сингаза (например, сингаз в выходящем потоке 15А из реактора СРО), где соотношение М представляет собой молярное соотношение, определяемое как $(\text{H}_2-\text{CO}_2)/(\text{CO}+\text{CO}_2)$. В отсутствие какой-либо побочной реакции (теоретической), реакция СРО, соответствующая уравнению (1), обеспечивает сингаз с соотношением М 2,0. Однако присутствие побочных реакций (практически) уменьшает содержание H_2 и повышает содержание CO_2 , тем самым обеспечивая сингаз в выходящем потоке 15А из реактора СРО с соотношением М менее 2,0.

Кроме того, не ограничиваясь теорией, реакция СРО, как представлено в уравнении (1), представляет собой экзотермическую гетерогенную каталитическую реакцию (т.е. слабозекзотермическую реакцию), она происходит в одной реакторной установке, такой как реактор 10 СРО (в противоположность более чем одной реакторной установке, как в случае общепринятых способов производства сингаза, таких как комбинации паровой риформинг метана (SMR) - автотермический риформинг (ATR)). В то время как является возможным проведение неполного окисления углеводородов в качестве гомогенной реакции в отсутствие катализатора, процесс гомогенного неполного окисления углеводородов вовлекает чрезмерные температуры, длительное время нахождения, а также чрезмерное коксообразование, что существенно снижает контролируемость реакции неполного окисления, и не может обеспечивать сингаз желаемого качества в одной реакторной установке.

Более того, не ограничиваясь теорией, реакция СРО довольно устойчива к химическому отравлению и по существу позволяет использовать широкое множество углеводородного сырья, включая некоторое серосодержащее углеводородное сырье; что в некоторых случаях может увеличить время жизни и производительность катализатора. Напротив, общепринятые процессы ATR имеют более ограничивающие требования к сырью, например, с точки зрения содержания примесей в сырье (например, сырье для ATR является десульфурованным), а также с точки зрения углеводородной композиции (например, в ATR в основном используется CH_4 -богатое сырье).

Пар может реагировать с метаном, например, как показано в уравнении (2):



Выходящий поток 15В из реактора SMR может быть получен путем реагирования, посредством реакции SMR (например, реакция, соответствующая уравнению (2)), смеси реагентов для SMR, содержащей вторую часть 8В углеводородов и пар 11В и/или 11С в реакторе 20 SMR с получением выходящего потока 15В из реактора SMR; где смесь реагентов для SMR, таким образом, включает метан и пар; и где выходящий поток 15В из реактора SMR включает водород, монооксид углерода, диоксид углерода, воду и не вступивший в реакцию метан.

Как правило, SMR относится к каталитической реакции метана и пара с образованием монооксида углерода и водорода в соответствии с реакцией, соответствующей уравнению (2). Катализаторы парового риформинга, используемые в реакторе 20 SMR, могут включать любой подходящий коммерчески доступный катализатор парового риформинга; никель (Ni) и/или родий (Rh) в качестве активного металла(ов) на оксиде алюминия; или их комбинации. В SMR используется значительно повышенные молярные соотношения S/C по сравнению с молярными соотношениями S/C, используемыми в СРО. Например, реактор 20 SMR может характеризоваться молярным соотношением S/C в смеси реагентов для SMR, превышающим или равным приблизительно 1,5:1, альтернативно превышающим или равным приблизительно 2:1, альтернативно превышающим или равным приблизительно 2,5:1, альтернативно превышающим или равным приблизительно 2,7:1, альтернативно превышающим или равным приблизительно 3,0:1, или в диапазоне приблизительно от 1,5:1 до 3,5:1, приблизительно от 1,5:1 до 3:1, или от приблизительно 1,5:1 до приблизительно 2,5:1. Кроме того, выходящий поток 15В из реактора SMR может характеризоваться молярным соотношением H_2/CO , превышающим или равным приблизительно 2,5, альтернативно превышающим или равным приблизительно 2,7, или альтернативно превышающим или равным приблизительно 2,9. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, и не ограничиваясь теорией, реакция SMR, соответствующая уравнению (2), может обеспечивать сингаз с молярным соотношением H_2/CO , имеющим теоретический стехиометрический предел 3,0 (т.е. реакция SMR, соответствующая уравнению (2), обеспечивает 3 моль H_2 на каждый 1 моль CO). Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, теоретический стехиометрический предел 3,0 для молярного соотношения H_2/CO в реакции SMR не может быть достигнут, поскольку реагенты претерпевают побочные реакции в условиях, используемых для реакции SMR. Соотношение M выходящего потока 15В из реактора SMR превышает соотношение M выходящего потока 15А из реактора СРО.

В некоторых вариантах осуществления, углеводородное сырье 5, кроме того, включает одно или несколько серосодержащих соединений, и по меньшей мере часть серосодержащих соединений удаляется из технологической части 5А углеводородного сырья 5 перед подачей углеводородов в реактор 10 СРО в качестве компонента смеси реагентов для СРО или в реактор 20 SMR в качестве компонента смеси реагентов для SMR. В таких вариантах осуществления технологическая часть 5А (необязательно после теплообмена с ней выходящего потока 15А из реактора СРО, 15В из реактора SMR, или комбинированного потока сингаза, включающего по меньшей мере часть выходящего потока 15А из реактора СРО и по меньшей мере часть выходящего потока 15В из реактора SMR, обеспечивающего подвергнутую теплообмену технологическую часть 5А' углеводородов, которая описана в настоящем описании ниже) углеводородного сырья 5 может подаваться в элемент 6 десульфуризации для удаления из нее одного или нескольких серосодержащих соединений. Можно использовать любой подходящий элемент 6 десульфуризации, известный специалистам в данной области. Например, в некоторых вариантах осуществления элемент 6 десульфуризации включает элемент 6 гидродесульфуризации (HDS), и водород подается в элемент 6 десульфуризации через линию 7 водорода. Десульфурированный поток 8 углеводородов может удаляться из элемента 6 десульфуризации. Десульфурированный поток 8 углеводородов может разделяться на первую часть 8А углеводородов, которая подается в реактор 10 СРО в качестве компонента смеси реагентов для СРО (необязательно после его теплообмена с ней для обеспечения подвергнутой теплообмену десульфурированной первой части 8А' углеводородов, которая дополнительно описана в настоящем описании ниже), и второй части 8В углеводородов, которая подается в реактор 20 SMR в качестве компонента смеси реагентов для SMR.

В вариантах осуществления соотношение масс первой части 8А углеводородов и второй части 8В составляет от приблизительно 1:9 до приблизительно 9:1, от приблизительно 1:9 до приблизительно 8:1, или от приблизительно 2:9 до приблизительно 9:1. В некоторых вариантах осуществления первая часть 8А углеводородов составляет больше чем или ровно приблизительно 10, 20, 30, 40, 50 или 60 мас.% всех углеводородов 8 (например, все углеводороды, представляющие собой сумму первой части 8А и второй части 8В углеводородов). В некоторых вариантах осуществления вторая часть 8В углеводородов составляет меньше чем или ровно приблизительно 90, 80, 70, 60, 50, или 40 мас.% всех углеводородов 8 (например, все углеводороды представляют собой сумму первой части 8А и второй части 8В углеводородов).

В некоторых вариантах осуществления углеводороды (например, в углеводородном сырье 5), пригодные для применения в реакции СРО и SMR, как описано в настоящем описании, могут включать метан (CH_4), природный газ, газоконденсатные жидкости, сжиженный нефтяной газ (LPG), попутный газ, газ газовой шапки, обогащенный газ, парафиновые углеводороды, сланцевый газ, сланцевые жидкости,

отходящий газ крекинга с псевдоожиженным катализатором (FCC), технологический газ переработки нефти, отходящий газ переработки нефти, дымовые газы, топливный газ из коллектора топливного газа, и т.п., или их комбинации. Углеводороды могут включать любой подходящий источник углеводородов и могут включать C₁-C₆ углеводороды, а также некоторые более тяжелые углеводороды.

В некоторых вариантах осуществления смесь реагентов CPO в реакторе 10 CPO и смесь реагентов для SMR в реакторе 20 SMR может содержать углеводороды из углеводородного сырья 5, которое может содержать, по существу состоять из или состоять из природного газа. Технологическая часть 5A углеводородного сырья 5 может использоваться в качестве технологического газа (например, технологический природный газ PNG)), и может направляться в реактор 10 CPO или реактор 20 SMR, в то время как топливная часть 5B углеводородного сырья 5 может использоваться в качестве топливного газа (например, топливный природный газ (FNG)), и направляться в другие части системы 1 для использования в качестве топлива (например, для сжигания для получения пара, например, для получения пара высокого давления (HP) для запуска турбины, например, для запуска турбины парового компрессора 30 и/или для генерирования тепла для нагревания реактора 20 SMR). В некоторых вариантах осуществления углеводороды топливной части 5B углеводородного сырья 5, используемые в качестве топлива, составляют от приблизительно 5 до приблизительно 20, от приблизительно 5 до приблизительно 15, от приблизительно 6 до приблизительно 12 мас.%, или менее чем приблизительно 20, 19, 18, 17, 16, 15, 14, 13, 12, 11, 10, 9, 8, 7, 6, 5, 4, 3, 2 или 1 мас.% от всех углеводородов углеводородного сырья 5 в расчете на общую массу углеводородов в углеводородном сырье 5, где общие углеводороды состоят из суммы углеводородов, поданных в реактор 10 CPO или реактор 20 SMR процесса через технологическую часть 5A, и углеводородов, направленных в качестве топлива через топливную часть 5B.

Как правило, природный газ состоит в основном из метана, но также может содержать этан, пропан и более тяжелые углеводороды (например, изобутан, н-бутан, изопентан, н-пентан, гексан и т.д.), а также очень небольшие количества азота, кислорода, диоксида углерода, соединений серы и/или воды. Природный газ может быть предоставлен из различных источников, включая, но не ограничиваясь ими, газовые месторождения, нефтяные месторождения, угольные месторождения, гидроразрыв месторождений сланцевого газа, биомассу, свалочный газ и т.п., или их комбинации. В некоторых вариантах осуществления смесь реагентов для CPO и смесь реагентов для SMR может включать CH₄ и O₂.

Природный газ может содержать любое подходящее количество метана. В некоторых вариантах осуществления природный газ может содержать биогаз. Например, природный газ может содержать от приблизительно 45 моль.% до приблизительно 80 моль.% метана, от приблизительно 20 моль.% до приблизительно 55 моль.% диоксида углерода, и менее чем приблизительно 15 моль.% азота.

В некоторых вариантах осуществления природный газ (или углеводородный поток 5) может включать CH₄ в количестве, превышающем или равном приблизительно 45 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 50 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 55 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 60 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 65 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 70 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 75 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 80 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 82 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 84 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 86 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 88 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 90 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 91 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 92 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 93 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 94 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 95 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 96 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 97 моль.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 98 моль.%, или альтернативно превышающем или равном приблизительно 99 моль.%.

В некоторых вариантах осуществления углеводородное сырье 5, пригодное для применения в реакции CPO и SMR, как описано в настоящем описании, может содержать C₁-C₆ углеводороды, азот (например, от приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 15 моль.%, альтернативно от приблизительно 0,5 моль.% до приблизительно 11 моль.%, альтернативно от приблизительно 1 моль.% до приблизительно 7,5 моль.%, или альтернативно от приблизительно 1,3 моль.% до приблизительно 5,5 моль.%) и диоксид углерода (например, от приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 2 моль.%, альтернативно от приблизительно 0,2 моль.% до приблизительно 1 моль.%, или альтернативно от приблизительно 0,3 моль.% до приблизительно 0,6 моль.%). Например, углеводороды, пригодные для применения в реакции CPO, как описано в настоящем описании, могут содержать C₁-углеводород (от приблизительно 89 моль.% до приблизительно 92 моль.%); C₂-углеводороды (от приблизительно 2,5 моль.% до приблизительно 4 моль.%); C₃-углеводороды (от приблизительно 0,5 моль.% до

приблизительно 1,4 моль.%); C₄-углеводороды (от приблизительно 0,5 моль.% до приблизительно 0,2 моль.%); C₅-углеводороды (приблизительно 0,06 моль.%); и C₆-углеводороды (приблизительно 0,02 моль.%); и необязательно азот (от приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 15 моль.%), диоксид углерода (от приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 2 моль.%), или как азот (приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 15 моль.%), так и диоксид углерода (от приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 2 моль.%). Таким образом, смесь реагентов для СРО и смесь реагентов для SMR может содержать такие углеводороды, которые могут быть поданы в реактор 10 СРО и реактор 20 SMR посредством технологической части 5А углеводородного сырья 5, и первой части 8А или второй части 8В углеводородов, соответственно, или по отдельности.

Кислород, используемый в смеси 10 реагентов для СРО, может включать 100% кислород (по существу чистый O₂), газообразный кислород (который может быть получен посредством мембранной сепарации), технический кислород (который может содержать некоторое количество воздуха), воздух, обогащенный кислородом воздух, кислородсодержащие газообразные соединения (например, NO), кислородсодержащие смеси (например, O₂/CO₂, O₂/H₂O, O₂/H₂O₂/H₂O), генераторы оксирадикалов (например, CH₃OH, CH₂O), генераторы гидроксильных радикалов и т.п., или их комбинации. Кислород может подаваться в реактор 10 СРО через кислородную линию 12, в некоторых вариантах осуществления, или другим путем (например, вместе с первой частью углеводородов 8А или подвергнутой теплообмену первой частью 8А').

В некоторых вариантах осуществления смесь реагентов для СРО в реакторе 10 СРО может характеризоваться молярным соотношением углерода и кислорода (C/O), меньшим или равным приблизительно 5:1, альтернативно меньшим или равным приблизительно 4:1; альтернативно меньшим или равным приблизительно 3:1; альтернативно меньшим или равным приблизительно 2,6:1, альтернативно меньшим или равным приблизительно 2,4:1, альтернативно меньшим или равным приблизительно 2,2:1, альтернативно меньшим или равным приблизительно 2:1, альтернативно меньшим или равным приблизительно 1,9:1, альтернативно меньшим или равным приблизительно 1,8:1, альтернативно меньшим или равным приблизительно 1,75:1, альтернативно превышающем или равном приблизительно 1,4:1; альтернативно превышающем или равном приблизительно 2:1, альтернативно превышающем или равном приблизительно 2,2:1, альтернативно превышающем или равном приблизительно 2,4:1, альтернативно превышающем или равном приблизительно 2,6:1, альтернативно от приблизительно 0,5:1 до приблизительно 5:1; альтернативно от приблизительно 1,4:1 до приблизительно 5:1; альтернативно от приблизительно 0,5:1 до приблизительно 3:1, альтернативно от приблизительно 0,7:1 до приблизительно 2,5:1, альтернативно от приблизительно 0,9:1 до приблизительно 2,2:1, альтернативно от приблизительно 1:1 до приблизительно 2:1, альтернативно от приблизительно 1,1:1 до приблизительно 1,9:1, альтернативно от приблизительно 1,5:1 до приблизительно 2,5:1, альтернативно от приблизительно 1,6:1 до приблизительно 2,5:1, альтернативно от приблизительно 2:1 до приблизительно 3:1, альтернативно от приблизительно 2,2:1 до приблизительно 3:1, альтернативно от приблизительно 2,4:1 до приблизительно 3:1, или альтернативно от приблизительно 2,6:1 до приблизительно 3:1, где молярное соотношение C/O относится к общему количеству моль углерода (С) в углеводородах в смеси реагентов, деленному на общее количество моль кислорода (O₂) в смеси реагентов.

Например, когда единственным источником углерода в смеси реагентов для СРО в реакторе 10 СРО является CH₄ (например, подаваемый через первую углеводородную часть 8А углеводородов в технологической части 5А), молярное соотношение CH₄/O₂ является таким же, как и молярное соотношение C/O. В качестве другого примера, когда смесь реагентов для СРО содержит, помимо CH₄, другие источники углерода, такие как этан (C₂H₆), пропан (C₃H₈), бутан (C₄H₁₀), и т.д., молярное соотношение C/O учитывает количество моль углерода в каждом соединении (например, 2 моль С в 1 моль C₂H₆, 3 моль С в 1 моль C₃H₈, 4 моль С в 1 моль C₄H₁₀, и т.д.). Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, молярное соотношение C/O в смеси реагентов для СРО может быть скорректировано, также как и другие технологические параметры реактора (например, температура, давление, скорость потока и т.д.) для обеспечения сингаза с желаемым составом (например, сингаз с желаемым молярным соотношением H₂/CO; сингаз с желаемым содержанием CO₂; и т.д.). Молярное соотношение C/O в смеси реагентов для СРО может быть скорректировано для обеспечения желаемого количества неконвертированных углеводородов в сингазе. Молярное соотношение C/O в смеси реагентов для СРО может быть скорректировано на основе выходной температуры СРО для снижения (например, минимизации) содержания неконвертированных углеводородов в сингазе в выходящем потоке 15А из реактора СРО. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, когда сингаз далее используется в процессе производства метанола, неконвертированные углеводороды, присутствующие в сингазе, могут нежелательным образом накапливаться в реакционном контуре для синтеза метанола, тем самым снижая эффективность процесса производства метанола.

В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО, пригодный для применения в рамках настоящего изобретения (например, реактор 10 СРО) может включать трубчатый реактор, реактор непрерывного потока, реактор с неподвижным слоем, реактор с псевдооживленным слоем, реактор с

подвижным слоем, реактор с циркулирующим псевдооживленным слоем (например, реактор по типу лифт-реактора), реактор с пенным слоем, реактор с кипящим слоем, реактор с ротационной сушильной печью и т.п., или их комбинации. В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО может включать реактор с циркулирующим псевдооживленным слоем, такой как реактор по типу лифт-реактора.

В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО может характеризоваться по меньшей мере одним эксплуатационным параметром СРО, выбранным из группы, состоящей из температуры реактора СРО (например, температура слоя катализатора СРО); температуры сырья для СРО (например, температура смеси реагентов для СРО); целевой температуры выходящего потока из СРО; давления в СРО (например, давление в реакторе для СРО); времени контакта при СРО (например, время контакта в реакторе для СРО); молярного соотношения С/О в смеси реагентов для СРО; молярного соотношения пара и углерода (S/C) в смеси реагентов для СРО, где молярное соотношение S/C относится к общему количеству моль воды (H₂O) в смеси реагентов, деленному на общее количество моль углерода (C) в углеводородах в реакционной смеси; и их комбинации. Для целей настоящего изобретения температура выходящего потока из СРО представляет собой температуру сингаза (например, выходящего потока сингаза; первого сингаза 15A), измеренную в точке, где сингаз выходит из реактора СРО (реактор 10 СРО), например, температуру сингаза, измеренную на выпускном отверстии реактора СРО, температуру выходящего потока сингаза, температуру выходящего потока сингаза на выходе. Для целей настоящего изобретения температура выходящего потока из СРО (например, целевая температура выходящего потока из СРО) считается эксплуатационным параметром. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, выбор технологических параметров для реактора СРО, таких как температура сырья для СРО; давление в СРО; время контакта при СРО; молярное соотношение С/О в смеси реагентов для СРО; молярное соотношение S/C в смеси реагентов для СРО и т.д. определяет температуру выходящего потока сингаза (например, выходящего потока сингаза 15A из реактора СРО), а также состав выходящего потока сингаза (например, сингаза в выходящем потоке 15A из реактора СРО). Кроме того, и как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, мониторинг температуры выходящего потока из СРО может обеспечивать обратную связь для изменения других эксплуатационных параметров (например, температура сырья для СРО; давление в СРО; время контакта при СРО; молярное соотношение С/О в смеси реагентов для СРО; молярное соотношение S/C в смеси реагентов для СРО и т.д.) при необходимости для соответствия температуры выходящего потока из СРО целевой температуре выходящего потока из СРО. Более того, и как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, целевая температура выходящего потока из СРО представляет собой желаемую температуру выходящего потока из СРО, и температура выходящего потока из СРО (например, измеренная температура выходящего потока из СРО, фактическая температура выходящего потока из СРО) может совпадать или может не совпадать с целевой температурой выходящего потока из СРО. В вариантах осуществления, где температура выходящего потока из СРО отличается от целевой температуры выходящего потока из СРО, один или несколько эксплуатационных параметров СРО (например, температура сырья для СРО; давление в СРО; время контакта при СРО; молярное соотношение С/О в смеси реагентов для СРО; молярное соотношение S/C в смеси реагентов для СРО; и т.д.) можно корректировать (например, модифицировать), чтобы температура выходящего потока из СРО соответствовала (например, была такой же как, совпадала с) целевой температуре выходящего потока из СРО. Реактор 10 СРО может работать при любых подходящих эксплуатационных параметрах, которые могут обеспечивать сингаз с желаемым составом (например, сингаз с желаемым молярным соотношением H₂/CO; сингаз с желаемым содержанием CO₂; и т.д.).

Реактор 10 СРО может характеризоваться температурой сырья для СРО от приблизительно 25°C до приблизительно 600°C, альтернативно от приблизительно 25°C до приблизительно 500°C, альтернативно от приблизительно 25°C до приблизительно 400°C, альтернативно от приблизительно 50°C до приблизительно 400°C, альтернативно от приблизительно 100°C до приблизительно 400°C, или альтернативно менее чем или ровно приблизительно 550, 540 или 535°C.

Реактор 10 СРО может характеризоваться температурой выходящего потока из СРО (например, целевая температура выходящего потока из СРО), превышающей или равной приблизительно 300°C, превышающей или равной приблизительно 600°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 700°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 750°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 800°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 850°C, альтернативно от приблизительно 300°C до приблизительно 1600°C, альтернативно от приблизительно 600°C до приблизительно 1400°C, альтернативно от приблизительно 600°C до приблизительно 1300°C, альтернативно от приблизительно 700°C до приблизительно 1200°C, альтернативно от приблизительно 750°C до приблизительно 1150°C, альтернативно от приблизительно 800°C до приблизительно 1125°C, или альтернативно от приблизительно 850°C до приблизительно 1100°C.

В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО может характеризоваться любой подходящей температурой реактора и/или температурой слоя катализатора. Например, реактор 10 СРО может характеризоваться температурой реактора и/или температурой слоя катализатора, превышающей или равной приблизительно 300°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 600°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 700°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 750°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 800°C, альтернативно превышающей или равной приблизительно 850°C, альтернативно от приблизительно 300°C до приблизительно 1600°C, альтернативно от приблизительно 600°C до приблизительно 1400°C, альтернативно от приблизительно 600°C до приблизительно 1300°C, альтернативно от приблизительно 700°C до приблизительно 1200°C, альтернативно от приблизительно 750°C до приблизительно 1150°C, альтернативно от приблизительно 800°C до приблизительно 1125°C, или альтернативно от приблизительно 850°C до приблизительно 1100°C.

Реактор 10 СРО может работать при любом подходящем температурном профиле, который может обеспечивать сингаз с желаемым составом (например, сингаз с желаемым молярным соотношением H_2/CO ; сингаз с желаемым содержанием CO_2 ; и т.д.). Реактор 10 СРО может работать в адиабатических условиях, неадиабатических условиях, изотермических условиях, близких к изотермическим условиям и т.д. Для целей настоящего изобретения термин "неадиабатические условия" относится к технологическим условиям, где реактор подвергается внешнему теплообмену или теплопереносу (например, реактор нагревается; или реактор охлаждается), который может представлять собой прямой теплообмен и/или непрямой теплообмен. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, термины "прямой теплообмен" и "непрямой теплообмен" известны специалисту в данной области. Напротив, термин "адиабатические условия" относится к условиям процесса, где реактор не подвергается внешнему теплообмену (например, реактор не нагревается; или реактор не охлаждается). Главным образом, внешний теплообмен подразумевает систему внешнего теплообмена (например, система охлаждения; система нагревания), которая требует подвода и/или отведения энергии. Внешний перенос тепла также может быть результатом потери тепла из слоя катализатора (или реактора) вследствие радиационного излучения, проводимости или конвекции. Например, этот теплообмен из слоя катализатора может осуществляться во внешнюю среду или в зоны реактора до и после слоя катализатора.

Для целей настоящего изобретения, термин "изотермические условия" относится к условиям процесса (например, технологическим параметрам СРО), которые обеспечивают по существу постоянную температуру реактора и/или слоя катализатора (например, изотермическую температуру), которая может быть определена как температура, которая варьируется менее чем приблизительно на +10°C, альтернативно менее чем приблизительно +9°C, альтернативно менее чем приблизительно на +8°C, альтернативно менее чем приблизительно на +7°C, альтернативно менее чем приблизительно на +6°C, альтернативно менее чем приблизительно на +5°C, альтернативно менее чем приблизительно на +4°C, альтернативно менее чем приблизительно на +3°C, альтернативно менее чем приблизительно на +2°C, или альтернативно менее чем приблизительно на +1°C в реакторе и/или слое катализатора, соответственно.

Кроме того, для целей настоящего изобретения термин "изотермические условия" относится к условиям процесса (например, технологические параметры СРО), эффективным для обеспечения сингаза с желаемым составом (например, желаемое молярное соотношение H_2/CO ; желаемое содержание CO_2 ; и т.д.), где изотермические условия включают варьирование температуры менее чем приблизительно на +10°C в реакторе и/или слое катализатора. В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО может работать при любых подходящих технологических параметрах, которые могут обеспечить изотермические условия.

Для целей настоящего изобретения, термин "практически изотермические условия" относится к условиям процесса (например, технологические параметры СРО), которые обеспечивают довольно постоянную температуру реактора и/или слоя катализатора (например, практически изотермическая температура), которая может быть определена как температура, которая варьируется менее чем приблизительно на +100°C, альтернативно менее чем приблизительно на +90°C, альтернативно менее чем приблизительно на +80°C, альтернативно менее чем приблизительно на +70°C, альтернативно менее чем приблизительно на +60°C, альтернативно менее чем приблизительно на +50°C, альтернативно менее чем приблизительно на +40°C, альтернативно менее чем приблизительно на +30°C, альтернативно менее чем приблизительно на +20°C, альтернативно менее чем приблизительно на +10°C, альтернативно менее чем приблизительно на +9°C, альтернативно менее чем приблизительно на +8°C, альтернативно менее чем приблизительно на +7°C, альтернативно менее чем приблизительно на +6°C, альтернативно менее чем приблизительно на +5°C, альтернативно менее чем приблизительно на +4°C, альтернативно менее чем приблизительно на +3°C, альтернативно менее чем приблизительно на +2°C, или альтернативно менее чем приблизительно на +1°C в реакторе и/или слое катализатора, соответственно. В некоторых вариантах осуществления практически изотермические условия обеспечивают варьирование температуры менее чем приблизительно на +50°C, альтернативно менее чем приблизительно на +25°C,

или альтернативно менее чем приблизительно на $+10^{\circ}\text{C}$ в реакторе и/или слое катализатора. Кроме того, для целей настоящего изобретения подразумевается, что термин "практически изотермические условия" включает "изотермические" условия.

Более того, для целей настоящего изобретения, термин "близкие к изотермическим условия" относится к условиям процесса (например, эксплуатационные параметры для СРО), эффективным для обеспечения сингаза с желаемой композицией (например, желаемое молярное соотношение H_2/CO ; желаемое содержание CO_2 ; и т.д.), где близкие к изотермическим условия включают варьирование температуры менее чем приблизительно на $+100^{\circ}\text{C}$ в реакторе и/или слое катализатора.

В некоторых вариантах осуществления способ, как описано в настоящем описании, может включать проведение реакции СРО в близких к изотермическим условиям для получения сингаза, где близкие к изотермическим условия включают варьирование температуры менее чем приблизительно на $+100^{\circ}\text{C}$ в реакторе и/или слое катализатора. В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО может работать при любых подходящих параметрах, которые могут обеспечивать близкие к изотермическим условия.

Близкие к изотермическим условия могут обеспечиваться различными переменными процесса и катализатора, такими как температура (например, теплообмен или теплоперенос), давление, скорость потока газа, конфигурация реактора, конфигурация слоя катализатора, композиция слоя катализатора, площадь поперечного сечения реактора, ступенчатая подача подаваемого газа, нагнетание подаваемого газа, композиция подаваемого газа и т.п., или их комбинации. Как правило, и не ограничиваясь теорией, термины "теплоперенос" или "теплообмен" относятся к термической энергии, обмениваемой или переносимой между двумя системами (например, два реактора, таких как реактор для СРО и крекинг-реактор), и термины "теплоперенос" или "теплообмен" используются взаимозаменяемо для целей настоящего описания.

В некоторых вариантах осуществления достижение целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условий может быть обеспечено посредством теплообмена или теплопереноса. Теплообмен может включать нагрев реактора или охлаждение реактора. В некоторых вариантах осуществления достижение целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условий может быть обеспечено посредством охлаждения реактора. В другом варианте осуществления достижение целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условиям могут быть обеспечены посредством нагрева реактора.

В некоторых вариантах осуществления достижение целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условиям может быть обеспечено посредством прямого теплообмена и/или непрямого теплообмена. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, термины "прямой теплообмен" и "непрямой теплообмен" известны специалисту в данной области.

Теплообмен может включать внешний теплообмен, внешнее охлаждение охлаждающей жидкостью, реактивное охлаждение, охлаждение жидким азотом, криогенное охлаждение, электрическое нагревание, нагревание посредством электрической дуги, микроволновое нагревание, радиационное нагревание, сжигание природного газа, нагревание с использованием солнечной энергии, нагревание инфракрасными лучами, использование разбавителя в смеси реагентов для СРО, и т.п., или их комбинации. Например, реактивное охлаждение может быть достигнуто посредством проведения эндотермической реакции в холодильном змеевике/кожухе, ассоциированных с (например, находящихся в) реактором.

В некоторых вариантах осуществления достижение целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условиям может быть обеспечено посредством технологического тепла из реактора СРО. В других вариантах осуществления достижение целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условиям может быть обеспечено путем подачи тепла к реактору СРО. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, реактор для СРО может быть необходимо нагревать и охлаждать для достижения целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условиям.

В некоторых вариантах осуществления теплообмен или теплоперенос могут включать подачу охлаждающего агента, такого как разбавитель, в реактор (например, реактор 10 СРО), для снижения температуры реактора и/или температуры слоя катализатора, при повышении температуры охлаждающего агента и/или изменении фазы охлаждающего агента. Охлаждающий агент может быть реактивным или неактивным. Охлаждающий агент может находиться в жидком состоянии и/или в парообразном состоянии. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, охлаждающий агент может выступать в качестве ингибитора воспламеняемости; например, путем снижения температуры внутри реактора, путем изменения композиции газовой смеси, путем уменьшения сгорания углеводородов до диоксида углерода и т.д.

В некоторых вариантах осуществления смесь реагентов СРО в реакторе 10 СРО может дополнительно содержать разбавитель, где разбавитель участвует в достижении целевой температуры выходящего потока из СРО и/или близких к изотермическим условиям посредством теплообмена, как описано в настоящем описании. Разбавитель может включать воду, пар, инертные газы (например,

аргон), азот, диоксид углерода и т.п., или их комбинации. Как правило, разбавитель является инертным в отношении реакции СРО, например, разбавитель не участвует в реакции СРО. Однако, и как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, некоторые разбавители (например, вода, пар, диоксид углерода и т.д.) могут претерпевать химические реакции, отличные от реакции СРО в реакторе, и могут изменять состав конечного сингаза, как более подробно описано ниже в настоящем описании; в то время как другие разбавители (например, азот (N₂), аргон (Ar)) могут не участвовать в реакциях, которые изменяют композицию конечного сингаза. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, разбавитель может использоваться для варьирования состава конечного сингаза (например, сингаза в выходящем потоке 15А из СРО). Разбавитель может присутствовать в смеси реагентов для СРО в любом подходящем количестве.

Реактор 10 СРО может характеризоваться давлением СРО (например, давление реактора, измеренное на выходе из реактора СРО или в его выпускном отверстии), превышающим или равным приблизительно 1 бар и.д. (избыточного давления), альтернативно превышающим или равным приблизительно 10 бар и.д., альтернативно превышающим или равным приблизительно 20 бар и.д., альтернативно превышающим или равным приблизительно 25 бар и.д., альтернативно превышающим или равным приблизительно 30 бар и.д., альтернативно превышающим или равным приблизительно 35 бар и.д., альтернативно превышающим или равным приблизительно 40 бар и.д., альтернативно превышающим или равным приблизительно 50 бар и.д., альтернативно менее чем приблизительно 30 бар и.д., альтернативно менее чем приблизительно 25 бар и.д., альтернативно менее чем приблизительно 20 бар и.д., альтернативно менее чем приблизительно 10 бар и.д., альтернативно от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 90 бар и.д., альтернативно от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 70 бар и.д., альтернативно от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 40 бар и.д., альтернативно от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 30 бар и.д., альтернативно от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 25 бар и.д., альтернативно от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 20 бар и.д., альтернативно от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 10 бар и.д., альтернативно от приблизительно 20 бар и.д. до приблизительно 90 бар и.д., альтернативно от приблизительно 25 бар и.д. до приблизительно 85 бар и.д., или альтернативно от приблизительно 30 бар и.д. до приблизительно 80 бар и.д.

Реактор 10 СРО может характеризоваться временем контакта в СРО от приблизительно 0,001 миллисекунды (мс) до приблизительно 5 секунд (с), альтернативно от приблизительно 0,001 мс до приблизительно 1 с, альтернативно от приблизительно 0,001 мс до приблизительно 100 мс, альтернативно от приблизительно 0,001 мс до приблизительно 10 мс, альтернативно от приблизительно 0,001 мс до приблизительно 5 мс, или альтернативно от приблизительно 0,01 мс до приблизительно 1,2 мс. Как правило, время контакта реактора, содержащего катализатор, относится к средней величине времени, которое соединение (например, молекула этого соединения) проводит в контакте с катализатором (например, в слое катализатора), например, к среднему количеству времени, которое занимает прохождение соединения (например, молекулы этого соединения) через слой катализатора. В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО может характеризоваться временем контакта от приблизительно 0,001 мс до приблизительно 5 мс, или альтернативно от приблизительно 0,01 мс до приблизительно 1,2 мс.

Все эксплуатационные параметры СРО, описанные в настоящем описании, являются применимыми для всех из вариантов осуществления, описанных в настоящем описании, если нет иных указаний. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, каждый эксплуатационный параметр СРО может быть скорректирован для обеспечения желаемого качества сингаза (например, выходящий поток 15А из реактора СРО), такого как сингаз с желаемым составом (например, сингаз с желаемым молярным соотношением Н/СО; сингаз с желаемым содержанием СО; и т.д.). Например, эксплуатационные параметры СРО можно корректировать для обеспечения повышенного содержания Н₂ в сингазе. В качестве другого примера, эксплуатационные параметры СРО можно корректировать для обеспечения сниженного содержания СО₂ в сингазе. В качестве другого примера, эксплуатационные параметры СРО могут быть скорректированы для обеспечения снижения содержания непрореагировавших углеводородов (например, непрореагировавшего СН₄) сингаза.

В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО характеризуется по меньшей мере одним эксплуатационным параметром СРО, выбранным из группы, состоящей из входной температуры СРО от приблизительно 200°C до приблизительно 550°C; температуры на выходе из СРО от приблизительно 600°C до приблизительно 1400°C; давления в СРО от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 90 бар и.д.; времени контакта в СРО от приблизительно 0,001 миллисекунды (мс) до приблизительно 5 секунд (с); молярного соотношения углерода и кислорода (С/О) в смеси реагентов для СРО от приблизительно 1,4:1 до приблизительно 5:1, где молярное соотношение С/О относится к общему количеству моль углерода (С) углеводородов в смеси реагентов, деленному на общее количество моль кислорода (О₂) в смеси реагентов; молярного соотношения пара и углерода (S/C) в смеси реагентов для СРО от приблизительно 0 до приблизительно 2:1, где молярное соотношение S/C относится к общему количеству моль воды (Н₂О) в смеси реагентов, деленному на общее количество моль углерода (С)

углеводородов в смеси реагентов; и их комбинаций. В некоторых вариантах осуществления реактор 10 СРО характеризуется молярным соотношением пара и углерода (S/C) в смеси реагентов для СРО от приблизительно 0,05:1 до приблизительно 1:1, от приблизительно 0,1:1 до приблизительно 2:1, от приблизительно 0,1:1 до приблизительно 2:1, или равным приблизительно 0,1, 0,2, 0,3, 0,4, 0,5, 0,6, 0,7, 0,8, 0,9 или 1,0.

Реакция СРО является экзотермической реакцией (например, гетерогенная каталитическая реакция; экзотермическая гетерогенная каталитическая реакция), которую обычно проводят в присутствии катализатора СРО, содержащего каталитически активный металл, т.е. металл, активный для катализа реакции СРО. Каталитически активный металл может включать благородный металл (например, Pt, Rh, Ir, Pd, Ru, Ag и т.п., или их комбинации); неблагородный металл (например, Ni, Co, V, Mo, P, Fe, Cu и т.п., или их комбинации); редкоземельные элементы (например, La, Ce, Nd, Eu и т.п., или их комбинации); их оксиды; и т.п.; или их комбинации. Как правило, благородный металл представляет собой металл, который устойчив к коррозии и окислению в содержащей воду среде. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, компоненты катализатора СРО (например, металлы, такие как благородные металлы, неблагородные металлы, редкоземельные металлы) могут быть либо разделены на фазы, либо комбинированы в одной фазе.

В некоторых вариантах осуществления катализаторы СРО, пригодные для применения в рамках настоящего изобретения, могут представлять собой катализаторы на подложке и/или катализаторы без подложки. В некоторых вариантах осуществления катализаторы на подложке могут включать подложку, где подложка может быть каталитически активной (например, подложка может катализировать реакцию СРО). Например, каталитически активная подложка может включать металлическую сетку или проволочное сито (например, сетку или проволочное сито из Pt); монолитный катализатор на основе каталитически активного металла и т.д. В других вариантах осуществления катализаторы на подложке могут содержать подложку, где подложка может представлять собой каталитически неактивную подложку (например, подложка не может катализировать реакцию СРО), такую как из SiO₂; карбида кремния (SiC); оксида алюминия; каталитически неактивную монолитную подложку и т.д. В других вариантах осуществления катализаторы на подложке могут включать каталитически активную подложку и каталитически неактивную подложку.

В некоторых вариантах осуществления катализатор СРО может быть нанесен в виде тонкого покрытия на подложку, где подложка может быть каталитически активной или неактивной, и где подложка может представлять собой монолит, пену, частицу катализатора со сложной конфигурацией и т.д.

В некоторых вариантах осуществления катализатор СРО может представлять собой монолит, пену, порошок, частицу и т.д. Неограничивающие примеры форм частиц катализатора СРО, пригодных для применения в рамках настоящего изобретения, включают цилиндрическую, дисковидную, сферическую, листообразную, эллипсоидную, изометрическую, неправильную, кубическую, игольчатую и т.п., или их комбинации.

В некоторых вариантах осуществления подложка включает неорганический оксид, альфа-, бета- или тета-оксид алюминия (Al₂O₃), активированный Al₂O, диоксид кремния (SiO₂), диоксид титана (TiO₂), оксид магния (MgO), оксид циркония (ZrO₂), оксид лантана (III) (La₂O₃), оксид иттрия (III) (Y₂O₃), оксид церия (IV) (CeO₂), цеолиты, ZSM-5, оксиды перовскита, оксиды гидротальцита оксиды, и т.п., или их комбинации.

Не ограничиваясь этим, процессы СРО, реакторы СРО, катализаторы СРО и конфигурации слоев катализаторов СРО, пригодные для применения в рамках настоящего изобретения, более подробно описаны в предварительной патентной заявке США № 62/522910, поданной 21 июня 2017 года (международная заявка № PCT/IB2018/054475, поданная 18 июня 2018 года) и имеющей название "Improved Reactor Designs for Heterogeneous Catalytic Reactions"; и предварительной патентной заявке № 62/521831, поданной 19 июня 2017 года (международная заявка № PCT/IB2018/054470, поданная 18 июня 2018 года) и имеющей название "An Improved Process for Syngas Production for Petrochemical Applications;" каждая из которых включена в настоящее описание в качестве ссылки в полном объеме для целей, не противоречащих настоящему описанию.

В соответствии с настоящим изобретением, выходящий поток 15А из реактора СРО может быть извлечен из реактора 10 СРО, выходящий поток 15А из реактора СРО включает водород, монооксид углерода, воду, диоксид углерода и непрореагировавшие углеводороды (например, метан). В некоторых вариантах осуществления выходящий поток 15А из реактора СРО может характеризоваться соотношением М, превышающим или равным приблизительно 1,5, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,6, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,7, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,8, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,84, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,9, альтернативно от приблизительно 1,5 до приблизительно 1,95, альтернативно от приблизительно 1,7 до приблизительно 2,3, альтернативно от приблизительно 1,8 до приблизительно 2,2, или альтернативно от приблизительно 1,9 до приблизительно 2,2.

Выходящий поток 15А из реактора СРО, как описано в настоящем описании, может характеризоваться молярным соотношением Н₂/СО более чем приблизительно 1,7, альтернативно более чем приблизительно 1,8, альтернативно более чем приблизительно 1,9, альтернативно более чем приблизительно 2,0, или альтернативно более чем приблизительно 2,1. В некоторых вариантах осуществления выходящий сингаз 15А из реактора СРО, как описано в настоящем описании, может характеризоваться молярным соотношением Н₂/СО от приблизительно 1,7 до приблизительно 2,3, альтернативно от приблизительно 1,75 до приблизительно 1,81, альтернативно от приблизительно 1,8 до приблизительно 2,2, или альтернативно от приблизительно 1,9 до приблизительно 2,1.

В некоторых вариантах осуществления выходящий поток 15А из реактора СРО может иметь содержание СО менее чем приблизительно 10 моль.%, менее чем приблизительно 9 моль.%, менее чем приблизительно 8 моль.%, менее чем приблизительно 7 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 6 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 5 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 4 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 3 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 2 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 1 моль.%, альтернативно более чем приблизительно 0,1 моль.%, альтернативно более чем приблизительно 0,25 моль.%, альтернативно более чем приблизительно 0,5 моль.%, альтернативно от приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 7 моль.%, альтернативно от приблизительно 0,25 моль.% до приблизительно 6 моль.%, или альтернативно от приблизительно 0,5 моль.% до приблизительно 5 моль.%.

В соответствии с настоящим изобретением, выходящий поток 15В из реактора SMR может быть извлечен из реактора 20 SMR, где выходящий поток 15В из реактора SMR включает водород, монооксид углерода, воду, диоксид углерода и непрореагировавшие углеводороды (например, метан). Выходящий поток 15В из реактора SMR характеризуется молярным соотношением Н₂/СО выходящего потока 15В из реактора SMR, которое превышает молярное соотношение Н₂/СО выходящего потока 15А из реактора СРО; и выходящий поток 15В из реактора SMR характеризуется соотношением М выходящего потока 15В из реактора SMR, которое превышает соотношение М выходящего потока 15А из реактора СРО. В некоторых вариантах осуществления выходящий поток 15В из реактора SMR может характеризоваться соотношением М, превышающим или равным приблизительно 1,5, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,6, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,7, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,8, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,84, альтернативно превышающим или равным приблизительно 1,9, альтернативно от приблизительно 1,5 до приблизительно 1,95, альтернативно от приблизительно 1,7 до приблизительно 2,3, альтернативно от приблизительно 1,8 до приблизительно 2,2, или альтернативно от приблизительно 1,9 до приблизительно 2,2.

Выходящий поток 15В из реактора SMR, как описано в настоящем описании, может характеризоваться молярным соотношением Н₂/СО более чем приблизительно 1,7, альтернативно более чем приблизительно 1,8, альтернативно более чем приблизительно 1,9, альтернативно более чем приблизительно 2,0, или альтернативно более чем приблизительно 2,1. В некоторых вариантах осуществления выходящий поток 15В из реактора SMR, как описано в настоящем описании, может характеризоваться молярным соотношением Н₂/СО от приблизительно 1,7 до приблизительно 2,3, альтернативно от приблизительно 1,75 до приблизительно 1,81, альтернативно от приблизительно 1,8 до приблизительно 2,2, или альтернативно от приблизительно 1,9 до приблизительно 2,1.

В некоторых вариантах осуществления выходящий поток 15В из реактора SMR может иметь содержание СО₂ менее чем приблизительно 10 моль.%, менее чем приблизительно 9 моль.%, менее чем приблизительно 8 моль.%, менее чем приблизительно 7 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 6 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 5 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 4 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 3 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 2 моль.%, альтернативно менее чем приблизительно 1 моль.%, альтернативно более чем приблизительно 0,1 моль.%, альтернативно более чем приблизительно 0,25 моль.%, альтернативно более чем приблизительно 0,5 моль.%, альтернативно от приблизительно 0,1 моль.% до приблизительно 7 моль.%, альтернативно от приблизительно 0,25 моль.% до приблизительно 6 моль.%, или альтернативно от приблизительно 0,5 моль.% до приблизительно 5 моль.%.

Способ по настоящему изобретению может включать (с) приведение в контакт по меньшей мере части выходящего потока 15А из реактора СРО по меньшей мере с частью выходящего потока 15В из реактора SMR с получением комбинированного сингаза 15С (необязательно либо выше, либо ниже первого теплообменника HE1 и/или третьего теплообменника HE3), где комбинированный сингаз комбинированных выходящих потоков 15А и 15В из реакторов для СРО и SMR, соответственно, характеризуется молярным соотношением Н₂/СО комбинированного сингаза, и где комбинированный сингаз характеризуется соотношением М сингаза. Молярное соотношение Н₂/СО комбинированного сингаза 15С превышает молярное соотношение Н₂/СО выходящего потока 15А из реактора СРО и является меньшим, чем молярное соотношение Н₂/СО выходящего потока 15В из реактора SMR. Соотношение М комбинированного сингаза 15С превышает соотношение М выходящего потока 15А из реактора СРО и является меньшим, чем соотношение М выходящего потока 15В из реактора SMR.

Таким образом, система может содержать одну или несколько поточных линии, организованных для комбинирования по меньшей мере части выходящего потока 15А из реактора СРО по меньшей мере с частью выходящего потока 15В из реактора SMR для получения комбинированного потока сингаза 15С. В некоторых вариантах осуществления одна или несколько поточных линий могут находиться выше или ниже первого теплообменника HE1 и/или третьего теплообменника HE3.

В некоторых вариантах осуществления комбинированный сингаз 15С (и сингаз 15D, 15Е и 15Е', дополнительно описанный в настоящем описании ниже) может характеризоваться соотношением М, превышающим или равным приблизительно 1,9, 1,95, или 2,0, от приблизительно 1,9 до приблизительно 2,5, альтернативно от приблизительно 1,9 до приблизительно 2,2, альтернативно от приблизительно 1,95 до приблизительно 2,1, или альтернативно от приблизительно 2 до приблизительно 2,1. В некоторых вариантах осуществления комбинированный сингаз 15С/15D/15Е/15Е' может характеризоваться молярным соотношением H₂/CO, превышающим или равным приблизительно 1,8, 1,9 или 2, или от приблизительно 1,8 до приблизительно 2, альтернативно от приблизительно 1,9 до приблизительно 2, или альтернативно от приблизительно 1,8 до приблизительно 2,5.

В некоторых вариантах осуществления вода может конденсироваться и отделяться от по меньшей мере части выходящего потока 15А из реактора СРО, по меньшей мере части выходящего потока 15В из реактора SMR, или их комбинации (например, комбинированный поток сингаза 15С, содержащий по меньшей мере часть выходящего потока 15А из реактора СРО и по меньшей мере часть выходящего потока 15В из реактора SMR), например, в конденсаторе. В некоторых вариантах осуществления выходящий поток 15А из реактора СРО и/или выходящий поток 15В из реактора SMR можно подвергать переработке, такой как извлечение непрореагировавших углеводородов, разбавителя, воды и т.д. В некоторых вариантах осуществления способ, как описано в настоящем описании, кроме того, может включать: (i) извлечение по меньшей мере части непрореагировавших углеводородов из выходящего потока 15А из реактора СРО и/или выходящего потока 15В из реактора SMR с получением извлеченных углеводородов, и (ii) рециклирование по меньшей мере части извлеченных углеводородов в реактор 10 СРО и/или реактор 20 SMR. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, хотя в процессах СРО и SMR может быть достигнуто довольно высокое конвертирование (например, конвертирование СРО, превышающее или равное приблизительно 90%), в некоторых вариантах осуществления неконвертированные углеводороды могут извлекаться и рециклировать обратно в реактор 10 СРО и/или реактор 20 SMR.

В некоторых вариантах осуществления способ по изобретению, кроме того, включает охлаждение выходящего потока 15А из реактора СРО, выходящего потока 15В из реактора SMR, или комбинированного потока сингаза 15С посредством нагрев углеводородов первой углеводородной части 8А, углеводородов второй углеводородной части 8В, или потока 8 углеводородов, содержащего первую углеводородную часть 8А и вторую углеводородную часть 8В перед их разделением для подачи в реактор 10 СРО и реактор 20 SMR, при охлаждении выходящего потока 15А из реактора СРО, выходящего потока 15В из реактора SMR, или комбинированного потока сингаза 15С, соответственно, посредством теплообмена в первом теплообменнике HE1 с получением нагретых углеводородов и первого охлажденного выходящего потока 15D из реактора. В некоторых вариантах осуществления нагретые углеводороды (например, нагретая первая углеводородная часть 8А, нагретая вторая углеводородная часть 8В) подаются непосредственно в реактор 10 СРО и/или реактор 20 SMR, соответственно. В некоторых вариантах осуществления комбинированный поток углеводородов 5А нагревается для получения нагретого потока 5А' углеводородов, который разделяется с получением первой углеводородной части 8А и второй углеводородной части 8В, которые подаются непосредственно в реактор 10 СРО и реактор 20 SMR, соответственно. В альтернативных вариантах осуществления углеводороды технологических углеводородов 5А нагреваются с получением нагретых технологических углеводородов 5А' перед их десульфуризацией. В некоторых вариантах осуществления нагретые технологические углеводороды 5А' содержат одно или несколько серосодержащих соединений, и процесс включает удаление по меньшей мере части серосодержащих соединений из нагретых технологических углеводородов 5А' с получением десульфурованного технологического потока 8 углеводородов, который может быть разделен с получением первой углеводородной части 8А и второй углеводородной части 8В. В некоторых вариантах осуществления первая углеводородная часть 8 подается непосредственно в реактор 10 СРО, в то время как в альтернативных вариантах осуществления первая углеводородная часть 8А подается в реактор 10 СРО после теплообмена во втором теплообменнике HE2, как дополнительно описано ниже. Таким образом, в некоторых вариантах осуществления нагревание воды при охлаждении выходящего потока 15А из реактора СРО и/или выходящего потока 15В из реактора SMR (например, комбинированный сингаз 15С) посредством теплообмена в первом теплообменнике HE1 обеспечивает (первый) охлажденный выходящий поток 15D из реактора.

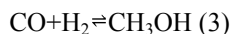
В некоторых вариантах осуществления описанный в настоящем описании процесс, кроме того, включает охлаждение по меньшей мере части (например, первой углеводородной части 8А) десульфурованных углеводородов 8. Например, в некоторых вариантах осуществления по меньшей

мере часть десульфурованных углеводородов 8 охлаждается посредством нагревания воды 9 при охлаждении десульфурованных углеводородов 8 (например, первая углеводородная часть 8А) посредством теплообмена во втором теплообменнике HE2 с получением пара 11 и охлажденной десульфурованной первой углеводородной части 8А'. В некоторых вариантах осуществления по меньшей мере часть охлажденной десульфурованной углеводородной части 8А' и необязательно по меньшей мере часть 11А потока 11 подаются в реактор 10 СРО на стадии (а). В некоторых вариантах осуществления по меньшей мере часть 11В потока 11 подается в реактор 20 SMR на стадии (b).

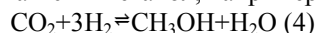
В некоторых вариантах осуществления охлаждение выходящего потока 15А из реактора СРО, выходящего потока 15В из реактора SMR, или комбинированного сингаза 15С, кроме того, включает нагревание воды 16 при охлаждении первого охлажденного выходящего потока 15D из реактора посредством теплообмена в третьем теплообменнике HE3 с получением пара 17 и второго охлажденного выходящего потока 15Е из реактора. В некоторых вариантах осуществления по меньшей мере часть второго охлажденного выходящего потока 15Е из реактора подается в нижеследующий реактор 40 для синтеза метанола, как дополнительно описано в настоящем описании ниже. Пар 17 представляет собой пар высокого давления. В некоторых вариантах осуществления по меньшей мере часть 17А пара 17 используется для приведения в действие парового компрессора, такого как компрессор 30, дополнительно описанный в настоящем описании ниже.

В некоторых вариантах осуществления способ получения метанола, как описано в настоящем описании, может включать стадию подачи по меньшей мере части сингаза 15Е в реактор для синтеза метанола или "реактор метанола" 40 с получением выходящего потока 45 из реактора для метанола. Выходящий поток 45 из реактора для метанола содержит метанол, воду, H₂, СО, СО₂ и углеводороды. Реактор для синтеза метанола 40 может включать любой реактор, пригодный для реакции синтеза метанола из СО и H₂, например, такой как реактор с орошаемым слоем, реактор с псевдоожиженным слоем, суспензионный реактор, петлевой реактор, охлажденный многотрубчатый реактор и т.п., или их комбинации.

Как правило, СО и H₂ могут конвертироваться в метанол (СН₃ОН), например, как указано в уравнении (3):



СО₂ и H₂ также могут конвертироваться в метанол, например, как указано в уравнении (4):



Не ограничиваясь теорией, чем более низким является содержание СО₂ в сингазе 15Е, тем более низким является количество воды, образовавшейся в реакторе 40 для синтеза метанола. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, сингаз, полученный посредством SMR, имеет довольно высокое содержание водорода (по сравнению с содержанием водорода в сингазе, полученном посредством СРО), и сингаз с повышенным содержанием водорода может способствовать конвертированию СО₂ в метанол, например, как указано в уравнении (4), что в свою очередь может приводить к повышенному содержанию воды в потоке неочищенного метанола (например, неочищенный поток метанола 55, описанный в настоящем описании ниже).

Синтез метанола из СО, СО₂ и H₂ является каталитическим процессом, и наиболее часто его проводят в присутствии катализаторов на основе меди. Реактор 40 для синтеза метанола может включать катализатор для получения метанола, такой как любой подходящий коммерческий катализатор, используемый для синтеза метанола. Неограничивающие примеры катализаторов для получения метанола, пригодных для применения в реакторе 40 для синтеза метанола в рамках настоящего изобретения, включают Cu, Cu/ZnO, Cu/ThO₂, Cu/Zn/Al₂O₃, Cu/ZnO/Al₂O₃, Cu/Zr, и т.п., или их комбинации.

В некоторых вариантах осуществления способ производства метанола, как описано в настоящем описании, может включать стадию сжатия по меньшей мере части сингаза 15Е в компрессоре 30 сингаза с получением сжатого сингаза 15Е', и подачу по меньшей мере части сжатого сингаза 15Е' в реактор 40 для синтеза метанола. В некоторых вариантах осуществления компрессор 30 представляет собой паровой компрессор, и по меньшей мере часть 17А (например, НР) пара 17 используется в турбине парового компрессора. В некоторых вариантах осуществления компрессор 30 представляет собой паровой компрессор, и по меньшей мере часть топливной части 5В углеводородного сырья 5 используется для обеспечения пара для приведения в действие парового компрессора. В некоторых вариантах осуществления пар (например, дополнительный или альтернативный пар) генерируется посредством сжигания альтернативных углеводородов, и пар далее используется для приведения в действие парового компрессора. Как отмечалось выше, в некоторых вариантах осуществления сингаз 15Е и/или сжатый сингаз 15Е', подаваемый в реактор 40 для синтеза метанола, характеризуется молярным соотношением H₂/СО, превышающим или равным приблизительно 1,8, и/или соотношением М, превышающим или равным приблизительно 1,9, 1,95 или 2,0.

В некоторых вариантах осуществления в реакторе 40 метанола используется серия (например, 3, 4 или 5) реакторов с охлаждаемым слоем, и холодное сырье смешивается с выходящим газом из каждого слоя для снижения температуры газа перед подачей сырья на следующий слой. Вследствие повышенной

концентрации монооксида углерода в контуре реактора метанола в соответствии с настоящим изобретением, температура выходящего газа из каждого слоя может быть более высокой, чем на предприятиях синтеза метанола с использованием только SMR. Таким образом, в некоторых вариантах осуществления температура холодных потоков сырья, впрыскиваемых между слоями, может снижаться до достижения адиабатической работы в реакторе 40 для синтеза метанола.

В некоторых вариантах осуществления способ получения метанола, как описано в настоящем описании, может включать стадию подачи по меньшей мере части выходящего потока 45 из реактора для метанола в сепаратор 50 для получения потока 55 неочищенного метанола и потока 56 пара, где поток 55 неочищенного метанола содержит метанол и воду, и где поток 56 пара содержит H_2 , CO , CO_2 и углеводороды. Выходящий поток 45 из реактора для метанола может разделяться на неочищенный поток 55 метанола и поток 56 пара в газожидкостном сепараторе 50, таком как парожидкостной сепаратор, испарительный барабан, дренажный барабан, дренажная емкость, вакуумный барабан компрессора, и т.д.

В некоторых вариантах осуществления способ получения метанола, как описано в настоящем описании, может включать стадию разделения по меньшей мере части потока 55 неочищенного метанола в дистилляционной установке 60 на поток 65 метанола и поток 66 воды. Дистилляционная установка 60 может содержать одну или несколько дистилляционных колонн. Поток 66 воды включает воду и остаточный метанол. Как правило, одна или несколько дистилляционных колонн могут разделять компоненты потока 55 неочищенного метанола на основе их температуры кипения. Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, чем более высоким является содержание воды в потоке 55 неочищенного метанола, тем больше необходимо дистилляционных колонн для очистки метанола.

В некоторых вариантах осуществления поток 65 метанола может содержать метанол в количестве, превышающем или равном приблизительно 95 мас.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 97,5 мас.%, альтернативно превышающем или равном приблизительно 99 мас.%, или альтернативно превышающем или равном приблизительно 99,9 мас.%, в расчете на общую массу потока 65 метанола.

В некоторых вариантах осуществления способ получения метанола, как описано в настоящем описании, может включать стадию продувки и/или использования в качестве топлива первой части 56' потока 56 пара, и рециклирования второй части 56" потока 56 пара в реактор 40 для синтеза метанола. В некоторых вариантах осуществления вторая часть 56" потока 56 пара составляет от приблизительно 90 процентов по массе (мас.%) до приблизительно 99 мас.%, от приблизительно 94 мас.% до приблизительно 97 мас.%, или от приблизительно 91 мас.% до приблизительно 98 мас.% потока 56 пара, в расчете на общую массу потока 56 пара. В некоторых вариантах осуществления первая часть 56' потока 56 пара, которой осуществляют продувку (или которую направляют для применения в качестве топлива) составляет от приблизительно 1 процента по массе (мас.%) до приблизительно 10 мас.%, от приблизительно 2 мас.% до приблизительно 9 мас.%, или от приблизительно 3 мас.% до приблизительно 6 мас.% потока 56 пара.

Первая часть 56' потока 56 пара может быть разделена на первую первую часть 56'A и вторую первую часть 56'B. По меньшей мере часть первой первой части 56'A может рециклировать в реактор 10 СРО, например через технологическую часть 5А углеводородного сырья 5 и/или первую часть 8А углеводородов. По меньшей мере часть второй первой части 56'B может использоваться в качестве топлива для нагрева реактора 20 SMR и/или генерирования пара. Первая первая часть 56'A может составлять от 0 до 100% потока первой части 56'; вторая первая часть 56'B может составлять от 0 до 100% потока первой части 56'. Например, в некоторых вариантах осуществления поток первой первой части 56'A составляет 0, 25, 60 или 100% от потока первой части 56', и поток второй первой части 56'B составляет остальные 100, 75, 40 или 0% от потока первой части 56'.

В некоторых вариантах осуществления система и способ синтеза сингаза и/или метанола не включают дополнительную стадию или устройство для обогащения водородом (например, WGS) и/или удаления CO_2 перед последующим химическим синтезом (например, метанола). В некоторых вариантах осуществления реактор 40 для синтеза метанола характеризуется объемом реактора, который является уменьшенным (например, для того же выхода метанола) по сравнению с объемом реактора для синтеза метанола, используемым для в остальном сходного процесса, в котором производится метанол из сингаза, полученного посредством реактора SMR без реактора СРО; где сингаз, образованный посредством реактора SMR без реактора СРО характеризуется молярным соотношением H_2/CO , которое превышает молярное соотношение H_2/CO сингаза на стадии (с) (например, комбинированного сингаза 15С).

В некоторых вариантах осуществления реактор 40 для синтеза метанола характеризуется объемом реактора для синтеза метанола, который является таким же, как и объем реактора для синтеза метанола, используемого для в остальном сходного процесса, в котором производится метанол из сингаза, полученного посредством реактора SMR без реактора СРО; где сингаз, полученный посредством реактора SMR без реактора СРО характеризуется молярным соотношением H_2/CO , которое превышает молярное соотношение H_2/CO сингаза на стадии (с) (например, комбинированного сингаза 15С), и в

описанном в настоящем описании процессе производится большее количество метанола на данное количество углеводородного сырья 5.

В некоторых вариантах осуществления способ производства метанола, как описано в настоящем описании, может преимущественно демонстрировать усовершенствование одной или нескольких характеристик процесса по сравнению с общепринятыми процессами. В некоторых вариантах осуществления способ синтеза метанола по настоящему изобретению обеспечивает увеличенную эффективность по углероду, уменьшенный размер реактора для синтеза метанола вследствие более низкого потока сингаза (или увеличенный выход метанола при том же размере реактора для синтеза метанола), сниженное энергопотребление, более высокую общую эффективность, более высокую химическую эффективность по углероду, уменьшение нагрузки на компрессор сингаза, более высокую эффективность контура синтеза метанола, снижение использования пара или их комбинацию относительно в остальном сходного процесса, в котором используется только SMR для получения сингаза для синтеза метанола.

Посредством использования СРО вместе с SMR, а не SMR отдельно (вместе с тепловой интеграцией (например, посредством теплообменников HE1, HE2 и/или HE3)) для получения синтез-газа, пригодного для последующего синтеза метанола, описанные в настоящем описании система и способ позволяют снизить энергопотребления при минимальных капиталовложениях для нового или усовершенствованного применения. В некоторых вариантах осуществления предприятие синтеза метанола по настоящему изобретению обеспечивает снижение энергопотребления от индексной величины приблизительно 90-100 ММВТУ/тонна произведенного метанола, до индексной величины менее чем приблизительно 55-85 ММВТУ/тонна произведенного метанола, что отражает снижение более чем на приблизительно 15-45%. В некоторых вариантах осуществления СРО и SMR используются совместно для обеспечения сингаза, пригодного для последующего синтеза метанола (или синтеза другого химического соединения, для которого является желательным сниженное молярное соотношение H_2/CO) без использования механизма обогащения водородом (например, без конверсии водяного газа (WGS)) и/или без использования механизма отведения CO_2 (например, без CO_2 -сепаратора, например, после реактора WGS).

Способ по настоящему изобретению может генерировать более высокое тепло из реактора 40 для синтеза метанола, которое может использоваться в способе (например, для обеспечения реактора с водяным теплоносителем с кипящим сырьем и/или для нагрева технологической части 5А углеводородного сырья 5 перед десульфуризацией в элементе 6 десульфуризации).

Как будет понятно специалисту в данной области и с помощью настоящего описания, поскольку реакция СРО является экзотермической, требуется очень мало подачи тепла в форме сжигания топлива (например, для предварительного нагрева реагентов в реакционной смеси, которая подается в отделение для образования сингаза), по сравнению с общепринятым паровым риформингом. По существу, в способе получения метанола с использованием сингаза СРО, как описано в настоящем описании, может преимущественно образовываться меньше CO_2 вследствие сжигания топлива по сравнению с использованием только парового риформинга.

Дополнительные преимущества способов продуцирования метанола, как описано в настоящем описании, могут стать понятными специалисту в данной области при рассмотрении настоящего описания.

Примеры

После описания в целом вариантов осуществления, следующие примеры приводятся в качестве конкретных вариантов осуществления изобретения и для демонстрации его применения на практике и преимуществ. Понятно, что примеры приводятся в качестве иллюстрации и не предназначены для ограничения описания или формулы изобретения каким-либо образом.

Пример 1: в таблице представлены результаты существующего способа синтеза метанола, включающего SMR (сравнительный пример), и способов синтеза метанола по настоящему изобретению (способы А, В и С по изобретению), где 20, 40 или 60 мас.%, соответственно, технологического углеводородного сырья (5А) конвертируется в сингаз посредством реактора 10 СРО, в то время как остальные 80, 60 или 40 мас.%, соответственно, конвертируются в сингаз в реакторе 20 SMR. В способах по изобретению, индексное отделение топливного природного газа (например, топливная часть 5В углеводородного сырья 5 (например, природного газа), использованная в качестве топлива) составляло 79,72, 70,86 и 53,14 мас.% от общего углеводородного сырья 5, для процессов по изобретению А, В и С, соответственно. Отделение газа для продувки составляло 102,4, 101,87 и 101,87 для процессов по изобретению А, В, и С, соответственно. Индекс энергопотребления (EI) в качестве ММВТУ на тонну произведенного метанола снижался от 100 ММВТУ/тонна произведенного метанола до 83,47, 75,58 и 67,11 ММВТУ/тонна произведенного метанола для способов по изобретению А, В и С, соответственно. Индекс эффективности контура оставался по существу неизменным для способов по изобретению А, В и С, относительно сравнительного способа. Как видно из таблицы, общий индекс эффективности, индекс химической эффективности по углероду, индекс производства неочищенного метанола (например, потока 55 неочищенного метанола 55 на фигуре), образование побочного продукта диметилового эфира

(DME), индекс работы малогабаритного котла, работа установки разделения воздуха (ASU), и индекс концентрации инертного газа в контуре синтеза метанола, возрастали для способов по изобретению А, В и С относительно сравнительного способа. Как видно в таблице, индекс работы реактора 40 для синтеза метанола, индекс общего используемого пара, и индекс общей нагрузки компрессора 30 сингаза снижались для способов по изобретению А, В и С, относительно сравнительного способа.

Данные примера 1

Положение	Существующий способ (сравнительный пример)	Подача 20 мас.% в СРОХ (способ А по изобретению)	Подача 40 мас.% в СРОХ (способ А по изобретению)	Подача 60 мас.% в СРОХ (способ А по изобретению)
Отделение топливного природного газа (индекс)	100	79,72	70,86	53,14
Отделение газа для продувки (индекс)	100	102,40	101,87	101,87
EI (ММВТУ/ тонна MeOH) (индекс)	100	83,47	75,58	67,11
Эффективность контура (индекс)	100	102,20	100,82	99,03
Общая эффективность (индекс)	100	107,00	109,52	113,21
Химическая эффективность по углероду (индекс)	100	104,82	105,88	106,54
Величина М сырья (56" + 15E')	12,52	14,42	8,76	5,30
М, свежее (15A)	3,01	2,71	2,46	2,21
Выход неочищенного вещества (тонн MeOH/сутки) (индекс)	100	106,96	109,47	113,19
Нагрузка реактора для синтеза MeOH (ММВТУ/ч) (индекс)	-100	-103	-125,4	-143,8
Нагрузка малогабаритного котла (ММВТУ/ч) (индекс)	100	206,01	296,46	400,89
Нагрузка ASU (ММВТУ/тонна MeOH) (индекс)	100	135,36	170,01	204,37
Концентрация инертного вещества в контуре, моль% (индекс)	100	117,43	119,28	122,6
Образование DME (кмоль/ч)	100	124	140,3	172,5
Общее количество используемого пара (тонн/ч) (индекс)	100	97,61	96,41	95,22
Общая нагрузка компрессора сингаза (ММВТУ/ч) (индекс)	100	96,31	91,80	89,16
Общая нагрузка циркулятора (ММВТУ/ч) (индекс)	100	124,93	85,11	62,03

В то время как были показаны и описаны различные варианты осуществления, их модификации могут быть осуществлены специалистом в данной области без отклонения от сущности и идей изобретения. Варианты осуществления, описанные в настоящем описании, являются только

иллюстративными и не предназначены для ограничения. Многие варианты и модификации объекта, описанного в настоящем описании, являются возможными и входят в объем изобретения. Когда прямо указаны числовые диапазоны и пределы, следует понимать, что такие прямые диапазоны или ограничения включают итерационные диапазоны или пределы подобной величины, входящие в пределы прямо указанных диапазонов или пределов (например, от приблизительно 1 до приблизительно 10 включает 2, 3, 4 и т.д.; более 0,10 включает 0,11, 0,12, 0,13 и т.д.). Например, когда приведен числовой диапазон с верхней границей, R_L , и верхней границей, R , любое число, входящее в данный диапазон, конкретно раскрыто. В частности, следующие числа в диапазоне конкретно раскрыты: $R=R_L+k*(R-R_L)$, где k представляет собой переменную в диапазоне от 1 процента до 100 процентов с шагом 1 процент, т.е., k представляет собой 1 процент, 2 процента, 3 процента, 4 процента, 5 процентов, ... 50 процентов, 51 процент, 52 процента, ..., 95 процентов, 96 процентов, 97 процентов, 98 процентов, 99 процентов или 100 процентов. Более того, любой числовой диапазон, определяемый двумя числами R , как определено выше, также конкретно раскрыт. Подразумевается, что использование термина "необязательно" в отношении любого элемента пункта формулы изобретения означает, что рассматриваемый элемент требуется или альтернативно не требуется. Подразумевается, что обе альтернативы входят в объем данного пункта формулы изобретения. Должно быть понятно, что использование более широких терминов, таких как содержит, включает, имеющий и т.д. обосновывает более узкие термины, такие как состоящий из, по существу состоящий из, по существу содержащий и т.д.

Таким образом, объем защиты не ограничивается описанием, приведенным выше, а ограничивается только формулой изобретения, которая приведена ниже, причем этот объем включает все эквиваленты объекта формулы изобретения. Каждый пункт формулы изобретения включен в описание в качестве варианта осуществления настоящего изобретения. Таким образом, формула изобретения представляет собой дополнительное описание, и она дополняет варианты осуществления настоящего изобретения. Обсуждение источника литературы не является допущением того, что он является уровнем техники настоящего изобретения, особенно любого источника литературы, который может иметь дату публикации после даты установления приоритета настоящей заявки. Содержание всех патентов, патентных заявок и публикаций, цитированных в настоящем описании, приведено в настоящем описании в качестве ссылки в той степени, в которой они обеспечивают иллюстративные, методические или другие детали, дополняющие детали, указанные в настоящем описании.

Дополнительное описание

Конкретные варианты осуществления, описанные выше, являются только иллюстративными, поскольку настоящее изобретение может быть модифицировано и применяться на практике отличающимся, но эквивалентным способом, известным специалистам в данной области, с учетом идей, описанных в настоящем описании. Более того, не предусматривается ограничений деталей конструкции или модели, представленных в настоящем описании, отличных от того, что описано в формуле изобретения ниже. Таким образом, очевидно, что конкретные иллюстративные варианты осуществления, описанные выше, могут быть изменены или модифицированы, и все такие варианты считаются входящими в объем и сущность настоящего изобретения. Также в объем настоящего изобретения входят альтернативные варианты осуществления, которые являются результатом комбинирования, объединения и/или исключения признаков варианта(ов) осуществления. В то время как композиции и процессы описаны в более широких терминах как "имеющие", "содержащие", "вещающие" или "включающие" различные компоненты или стадии, композиции и способы также могут "по существу состоять из" или "состоять из" различных компонентов и стадий. Использование термина "необязательно" в отношении любого элемента пункта формулы изобретения, означает, что элемент требуется, или альтернативно что элемент не требуется, причем обе альтернативы входят в объем пункта формулы изобретения.

Числа и диапазоны, описанные выше, могут варьироваться на некоторую величину. Когда раскрыт числовой диапазон с более низкой границей и более верхней границей, конкретно раскрыто любое число и любой включенный диапазон, входящие в этот диапазон. В частности, подразумевается, что каждый диапазон величин (в форме "от приблизительно a до приблизительно b ," или, эквивалентно, "приблизительно от a до b " или, эквивалентно, "приблизительно a - b "), раскрытый в настоящем описании, указывает каждое число и диапазон, охватываемые более широким диапазоном величин. Также термины в формуле изобретения имеют их прямое обычное значение, если заявителем прямо и явно не определено иное. Более того, форма единственного числа, используемая в формуле изобретения, определяется в настоящем описании как означающая один или несколько элементов, к которому она относится. Если существует какое-либо противоречие в использовании слова или термина в настоящем описании и в одном или нескольких патентных или других документах, следует использовать определения, которые соответствуют описанию.

Варианты осуществления, описанные в настоящем описании, включают:

А: Способ получения сингаза, включающий: (а) подачу смеси реагентов для каталитического неполного окисления (СРО) в реактор СРО; где смесь реагентов для СРО содержит кислород, первую часть углеводородов, и необязательно пар; где по меньшей мере часть смеси реагентов для СРО реагирует, посредством реакции СРО, в реакторе СРО с образованием выходящего потока из реактора

СРО; где реактор СРО содержит катализатор СРО; где выходящий поток из реактора СРО включает водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды, где выходящий поток из реактора СРО характеризуется молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H_2/CO) выходящего потока из реактора СРО, и где выходящий поток из реактора СРО характеризуется соотношением М выходящего потока из реактора СРО, где соотношение М представляет собой молярное соотношение, определяемое как $(H_2-CO_2)/(CO+CO_2)$; (b) подачу смеси реагентов для парового риформинга метана (SMR) в реактор SMR, где смесь реагентов для SMR включает пар и вторую часть углеводородов; где по меньшей мере часть смеси реагентов для SMR реагирует посредством реакции SMR в реакторе SMR с образованием выходящего потока из реактора SMR; где выходящий поток из реактора SMR включает водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется молярным соотношением H_2/CO выходящего потока из реактора SMR, которое превышает молярное соотношение H_2/CO в выходящем потоке из реактора СРО; и где выходящий поток из реактора SMR характеризуется соотношением М выходящего потока из реактора SMR, которое превышает соотношение М выходящего потока из реактора СРО; (c) приведение в контакт по меньшей мере части выходящего потока из реактора СРО по меньшей мере с частью выходящего потока из реактора SMR с получением сингаза, где сингаз характеризуется молярным соотношением H_2/CO сингаза, и где сингаз характеризуется соотношением М сингаза; и (d) охлаждение сингаза; где охлаждение сингаза включает нагрев первой части углеводородов и/или второй части углеводородов при охлаждении сингаза посредством теплообмена в первом теплообменнике с получением нагретой первой части углеводородов и/или нагретой второй части углеводородов, соответственно, и первого охлажденного сингаза; и где нагретая первая часть углеводородов подается в реактор СРО на стадии (a) и/или нагретая вторая часть углеводородов подается в реактор SMR на стадии (b), соответственно.

В: Способ получения метанола, включающий: (a) нагрев потока сырья, включающего углеводороды, с получением нагретых углеводородов; (b) необязательно удаление одного или нескольких серосодержащих соединений из нагретых углеводородов, когда они присутствуют; (c) разделение нагретых углеводородов на первую часть углеводородов и вторую часть углеводородов; (d) подачу смеси реагентов для каталитического неполного окисления (СРО) в реактор СРО; где смесь реагентов для СРО содержит кислород, первую часть углеводородов и необязательно пар; где по меньшей мере часть смеси реагентов для СРО реагирует, посредством реакции СРО, в реакторе СРО с образованием выходящего потока из реактора СРО; где реактор СРО содержит катализатор СРО; где выходящий поток из реактора СРО включает водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды, где выходящий поток из реактора СРО характеризуется молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H_2/CO) выходящего потока из реактора СРО, и где выходящий поток из реактора СРО характеризуется соотношением М выходящего потока из реактора СРО, где соотношение М представляет собой молярное соотношение, определяемое как $(H_2-CO_2)/(CO+CO_2)$; (e) подачу смеси реагентов для парового риформинга метана (SMR) в реактор SMR, где смесь реагентов для SMR содержит пар и вторую часть углеводородов; где по меньшей мере часть смеси реагентов для SMR реагирует посредством реакции SMR в реакторе SMR с образованием выходящего потока из реактора SMR; где выходящий поток из реактора SMR включает водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется молярным соотношением H_2/CO выходящего потока из реактора SMR, которое превышает молярное соотношение H_2/CO выходящего потока из реактора СРО; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется соотношением М выходящего потока из реактора SMR, которое превышает соотношение М выходящего потока из реактора СРО; и где соотношение масс первой части углеводородов и второй части углеводородов составляет от приблизительно 1:4 до приблизительно 3:1; (f) приведение в контакт по меньшей мере части выходящего потока из реактора СРО по меньшей мере с частью выходящего потока из реактора SMR с образованием сингаза; (g) нагрев воды при охлаждении сингаза посредством теплообмена в теплообменнике с образованием пара и охлажденного сингаза; (h) приведение в действие парового компрессора по меньшей мере частью пара; (i) сжатие по меньшей мере части охлажденного сингаза в паровом компрессоре с получением сжатого сингаза; (j) подачу по меньшей мере части сжатого сингаза в реактор для синтеза метанола с получением выходящего потока из реактора для синтеза метанола; где выходящий поток из реактора для синтеза метанола содержит метанол, воду, водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды; (k) разделение по меньшей мере части выходящего потока из реактора для синтеза метанола на поток неочищенного метанола и поток пара; где поток неочищенного метанола содержит метанол и воду; и где поток пара включает водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды; и (l) рециклирование от приблизительно 90 мас.% до приблизительно 99 мас.% парового потока в расчете на общую массу потока пара в реактор для синтеза метанола.

С: Система, включающая: (a) реактор каталитического неполного окисления (СРО), действующий путем конвертирования по меньшей мере часть смеси реагентов для СРО, содержащей кислород, первую

часть углеводородов и необязательно пар, посредством реакции СРО, в выходящий поток из реактора СРО, содержащий водород (H_2), монооксид углерода (СО), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды, где выходящий поток из реактора СРО характеризуется молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H_2/CO) и соотношением М, где соотношение М представляет собой молярное соотношение, определяемое как $(H_2-CO_2)/(CO+CO_2)$; (b) реактор парового риформинга метана (SMR), действующий путем конвертирования по меньшей мере часть смеси реагентов для SMR, содержащей пар и вторую часть углеводородов, посредством реакции SMR, в выходящий поток из реактора SMR, содержащий водород (H_2), монооксид углерода (СО), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется молярным соотношением H_2/CO , которое превышает молярное соотношение H_2/CO выходящего потока из реактора СРО, и соотношением М, которое превышает соотношение М выходящего потока из реактора СРО; (c) одну или несколько проточных линий, организованных для комбинирования по меньшей мере части выходящего потока из реактора СРО по меньшей мере с частью выходящего потока из реактора SMR с получением комбинированного потока сингаза выше или ниже теплообменника; и (d) теплообменник, действующий посредством переноса тепла из по меньшей мере части выходящего потока из реактора СРО, по меньшей мере части выходящего потока из реактора SMR, или комбинированного потока сингаза на первую часть углеводородов, вторую часть углеводородов, или комбинированный поток углеводородов, содержащий первую часть углеводородов и вторую часть углеводородов, с получением нагретой первой части углеводородов, нагретой второй части углеводородов или нагретого комбинированного потока углеводородов, соответственно, где комбинированный поток сингаза характеризуется соотношением М, превышающим или равным приблизительно 1,7, и/или молярным соотношением H_2/CO , превышающим или равным приблизительно 1,8.

Каждый из вариантов осуществления А, В и С может иметь один или несколько из следующих дополнительных элементов: Элемент 1: где стадия (d) охлаждения сингаза дополнительно включает нагрев воды при охлаждении первого охлажденного сингаза посредством теплообмена в третьем теплообменнике с получением пара и второго охлажденного сингаза, где по меньшей мере часть пара используется для приведения в действие парового компрессора. Элемент 2: где по меньшей мере часть первого охлажденного сингаза и/или по меньшей мере часть второго охлажденного сингаза подается в паровой компрессор с образованием сжатого сингаза. Элемент 3: дополнительно включающий (i) подачу по меньшей мере часть сжатого газа в реактор для синтеза метанола с получением выходящего потока из реактора для синтеза метанола; где выходящий поток из реактора для синтеза метанола содержит метанол, воду, водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды; и (ii) разделение по меньшей мере части выходящего потока из реактора для синтеза метанола на поток неочищенного метанола и поток пара; где поток неочищенного метанола содержит метанол и воду; и где поток пара включает водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды. Элемент 4: где первая часть потока пара рециркулирует в реактор для синтеза метанола; и где вторая часть потока пара используется для продувания, рециркулирует в реактор СРО в качестве компонента смеси реагентов СРО, и/или используется в качестве топлива. Элемент 5: где от 0 до 100% второй части потока пара рециркулирует в реактор СРО в качестве компонента смеси реагентов для СРО и остальная часть второй части потока пара используется в качестве топлива для нагрева реактора SMR и/или для генерирования пара. Элемент 6: где реактор для синтеза метанола характеризуется объемом реактора для синтеза метанола, который уменьшен по сравнению с объемом реактора для синтеза метанола, используемого для в остальном сходного способа, в котором продуцируется метанол из сингаза, полученного посредством реактора SMR без реактора СРО; где сингаз, полученный посредством реактора SMR без реактора СРО, характеризуется молярным соотношением H_2/CO , которое превышает молярное соотношение H_2/CO сингаза на стадии (c). Элемент 7: где углеводороды содержат метан, природный газ, газоконденсатные жидкости, попутный газ, газ газовой шапки, обогащенный газ, парафиновые углеводороды, сланцевый газ, сланцевые жидкости, отходящий газ крекинга с псевдоожиженным катализатором (FCC), технологический газ переработки нефти, дымовые газы или их комбинации. Элемент 8: где углеводороды дополнительно содержат одно или несколько серосодержащих соединений. Элемент 9: где по меньшей мере часть серосодержащих соединений удаляется из нагретой второй части углеводородов с образованием десульфурированной второй части углеводородов, и где десульфурированная вторая часть углеводородов подается в реактор SMR на стадии (b). Элемент 10: где по меньшей мере часть серосодержащих соединений удаляется из нагретой первой части углеводородов с образованием десульфурированной первой части углеводородов, и где десульфурированная первая часть углеводородов подается в реактор СРО на стадии (a). Элемент 11: дополнительно включающий охлаждение десульфурированной первой части углеводородов. Элемент 12: где охлаждение десульфурированной первой части углеводородов включает нагрев воды при охлаждении десульфурированной первой части углеводородов посредством теплообмена во втором теплообменнике с получением пара и охлажденной десульфурированной первой части углеводородов, и где по меньшей мере часть охлажденной десульфурированной первой части углеводородов подается в реактор СРО на

стадии (а). Элемент 13: где по меньшей мере часть пара, произведенного вторым теплообменником, подается в реактор СРО на стадии (а) и/или в реактор SMR на стадии (b). Элемент 14: дополнительно включающий (1) нагрев потока сырья, содержащего углеводороды, с получением нагретых углеводородов; (2) необязательно удаление одного или нескольких серосодержащих соединений из нагретых углеводородов, когда они присутствуют; и (3) разделение нагретых углеводородов на первую часть углеводородов и вторую часть углеводородов. Элемент 15: где соотношение масс первой части углеводородов и второй части углеводородов составляет от приблизительно 1:9 до приблизительно 9:1. Элемент 16: где реактор СРО характеризуется по меньшей мере одним эксплуатационным параметром СРО, выбранным из группы, состоящей из входной температуры СРО от приблизительно 200°C до приблизительно 550°C; выходной температуры СРО от приблизительно 600°C до приблизительно 1400°C; давления в СРО от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 90 бар и.д.; времени контакта при СРО от приблизительно 0,001 миллисекунды (мс) до приблизительно 5 секунд (с); молярного соотношения углерода и кислорода (C/O) в смеси реагентов для СРО от приблизительно 1,5:1 до приблизительно 2,5:1, где молярное соотношение C/O относится к общему количеству моль углерода (C) углеводородов в смеси реагентов, деленному на общее количество моль кислорода (O₂) в смеси реагентов; молярного соотношения пара и углерода (S/C) в смеси реагентов для СРО от приблизительно 0 до приблизительно 2:1, где молярное соотношение S/C относится к общему количеству моль воды (H₂O) в смеси реагентов, деленному на общее количество моль углерода (C) углеводородов в смеси реагентов; и их комбинаций. Элемент 17: где (1) соотношение M сингаза равно или превышает приблизительно 1,7; и/или (2) молярное соотношение H₂/CO сингаза равно или превышает приблизительно 1,8. Элемент 18: где реактор SMR характеризуется молярным соотношением S/C в смеси реагентов для SMR, равным или превышающим приблизительно 1,5:1. Элемент 19: дополнительно включающий (1) отведение третьей части углеводородов из потока сырья перед стадией (а), где третья часть углеводородов составляет от приблизительно 5 мас.% до приблизительно 15 мас.% от всех углеводородов потока сырья в расчете на общую массу общих углеводородов, и где общие углеводороды состоят из суммы первой части углеводородов, второй части углеводородов и третьей части углеводородов; и (2) сжигание третьей части углеводородов для генерирования тепла для нагрева реактора SMR и/или генерирования дополнительного пара, и где по меньшей мере часть дополнительного пара используется для приведения в действие парового компрессора. Элемент 20: дополнительно включающий реактор для синтеза метанола, действующий для продуцирования выходящего потока из реактора для синтеза метанола, содержащего метанол из по меньшей мере часть объединенного потока сингаза. Элемент 21: дополнительно включающий другой теплообменник ниже указанного теплообменника, действующий для генерирования пара посредством теплообмена с объединенным потоком сингаза. Элемент 22: дополнительно включающий паровой компрессор выше реактора для синтеза метанола и действующий, осуществляя сжатие по меньшей мере части комбинированного потока сингаза, где по меньшей мере часть пара для приведения в действие турбины парового компрессора включает пар, произведенный посредством теплообмена с комбинированным потоком сингаза.

В то время как предпочтительные варианты осуществления изобретения показаны и описаны, их модификации могут быть осуществлены специалистом в данной области без отклонения от идей настоящего изобретения. Варианты осуществления, описанные в настоящем описании, являются только иллюстративными и не предназначены для ограничения. Многие изменения и модификации изобретения, описанные в настоящем описании, являются возможными и входят в объем изобретения.

Многочисленные другие модификации, эквиваленты и альтернативы станут понятными специалистам в данной области после полного изучения приведенного выше описания. Предполагается, что приведенную ниже формулу изобретения следует интерпретировать как охватывающую все такие модификации, эквиваленты и альтернативы, когда это применимо. Таким образом, объем защиты не ограничивается описанием, приведенным выше, а ограничивается только формулой изобретения, которая следует далее, причем этот объем включает все эквиваленты объекта формулы изобретения. Каждый пункт формулы изобретения включен в описание в качестве варианта осуществления настоящего изобретения. Таким образом, формула изобретения является дальнейшим описанием и дополнением подробного описания настоящего изобретения. Содержание всех патентов, патентных заявок и публикаций, цитированных в настоящем описании, включено в настоящее описание в качестве ссылок.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ получения сингаза, включающий:

(a) подачу смеси реагентов для каталитического неполного окисления (CPO) в реактор CPO; где смесь реагентов для CPO содержит кислород, первую часть углеводородов; где по меньшей мере часть смеси реагентов для CPO реагирует, посредством реакции CPO, в реакторе CPO с образованием выходящего потока из реактора CPO; где реактор CPO содержит катализатор CPO; где выходящий поток из реактора CPO включает водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды, где выходящий поток из реактора CPO характеризуется молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H_2/CO) выходящего потока из реактора CPO, и где выходящий поток из реактора CPO характеризуется соотношением M выходящего потока из реактора CPO, где соотношение M представляет собой молярное соотношение, определяемое как $(H_2-CO_2)/(CO+CO_2)$;

(b) подачу смеси реагентов для парового риформинга метана (SMR) в реактор SMR, где смесь реагентов для SMR включает пар и вторую часть углеводородов; где по меньшей мере часть смеси реагентов для SMR реагирует посредством реакции SMR в реакторе SMR с образованием выходящего потока из реактора SMR; где выходящий поток из реактора SMR включает водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется молярным соотношением H_2/CO выходящего потока из реактора SMR, которое превышает молярное соотношение H_2/CO в выходящем потоке из реактора CPO; и где выходящий поток из реактора SMR характеризуется соотношением M выходящего потока из реактора SMR, которое превышает соотношение M выходящего потока из реактора CPO;

(c) приведение в контакт по меньшей мере части выходящего потока из реактора CPO по меньшей мере с частью выходящего потока из реактора SMR с получением сингаза, где сингаз характеризуется молярным соотношением H_2/CO сингаза, и где сингаз характеризуется соотношением M сингаза; и

(d) охлаждение сингаза; где охлаждение сингаза включает нагрев первой части углеводородов и/или второй части углеводородов при охлаждении сингаза посредством теплообмена в первом теплообменнике с получением нагретой первой части углеводородов и/или нагретой второй части углеводородов, соответственно, и первого охлажденного сингаза; и

где нагретая первая часть углеводородов подается в реактор CPO на стадии (a) и/или нагретая вторая часть углеводородов подается в реактор SMR на стадии (b), соответственно,

где стадия (d) охлаждения сингаза дополнительно включает нагрев воды при охлаждении первого охлажденного сингаза посредством теплообмена в третьем теплообменнике с получением пара и второго охлажденного сингаза,

где по меньшей мере часть пара используется для приведения в действие парового компрессора, где по меньшей мере часть первого охлажденного сингаза и/или по меньшей мере часть второго охлажденного сингаза подается в паровой компрессор с образованием сжатого сингаза.

2. Способ по п.1, дополнительно включающий (i) подачу по меньшей мере части сжатого сингаза в реактор для синтеза метанола с получением выходящего потока из реактора для синтеза метанола; где выходящий поток из реактора для синтеза метанола содержит метанол, воду, водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды; и (ii) разделение по меньшей мере части выходящего потока из реактора для синтеза метанола на поток неочищенного метанола и поток пара; где поток неочищенного метанола включает метанол и воду; и где поток пара включает водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды.

3. Способ по п.2, где первая часть парового потока рециклирует в реактор для синтеза метанола; и где вторая часть потока пара используется для продувания и/или в качестве топлива.

4. Способ по п.2, где реактор для синтеза метанола характеризуется объемом реактора для синтеза метанола, который уменьшен по сравнению с объемом реактора для синтеза метанола, используемого для в остальном сходного процесса, в котором метанол получают из сингаза, полученного посредством реактора SMR без реактора CPO; где сингаз, полученный в реакторе SMR без реактора CPO, характеризуется молярным соотношением H_2/CO , которое превышает молярное соотношение H_2/CO сингаза на стадии (c).

5. Способ по любому из пп.1-4, где углеводороды включают метан, природный газ, газоконденсатные жидкости, попутный газ, газ газовой шапки, обогащенный газ, парафиновые углеводороды, сланцевый газ, сланцевые жидкости, отходящий газ крекинга с псевдоожиженным катализатором (FCC), технологический газ переработки нефти, дымовые газы, топливный газ из коллектора топливного газа или их комбинации.

6. Способ по п.5,

где углеводороды дополнительно включают одно или несколько серосодержащих соединений, и где способ дополнительно включает удаление по меньшей мере части серосодержащих соединений из нагретой первой части углеводородов с получением десульфурованной первой части углеводородов, и где десульфурованная первая часть углеводородов подается в реактор CPO на стадии (a); и/или

где способ, кроме того, включает удаление по меньшей мере части серосодержащих соединений из нагретой второй части углеводородов с получением десульфуриванной второй части углеводородов, и где десульфуриванная вторая часть углеводородов подается в реактор SMR на стадии (b).

7. Способ по п.6, где способ включает удаление по меньшей мере части серосодержащих соединений из нагретой первой части углеводородов с получением десульфуриванной первой части углеводородов, и где десульфуриванная первая часть углеводородов подается в реактор CPO на стадии (a), и где способ дополнительно включает охлаждение десульфуриванной первой части углеводородов.

8. Способ по п.7, где охлаждение десульфуриванной первой части углеводородов включает нагрев воды при охлаждении десульфуриванной первой части углеводородов посредством теплообмена во втором теплообменнике с образованием пара и охлажденной десульфуриванной первой части углеводородов, и где по меньшей мере часть охлажденной десульфуриванной первой части углеводородов подается в реактор CPO на стадии (a); и где по меньшей мере часть пара, образованного во втором теплообменнике, необязательно подается в реактор CPO на стадии (a) и/или в реактор SMR на стадии (b).

9. Способ по п.1, дополнительно включающий (1) нагрев потока сырья, содержащего углеводороды, с получением нагретых углеводородов; (2) необязательно удаление одного или нескольких серосодержащих соединений из нагретых углеводородов, когда они присутствуют; и (3) разделение нагретых углеводородов на первую часть углеводородов и вторую часть углеводородов.

10. Способ по любому из пп.1-9, где соотношение масс первой части углеводородов и второй части углеводородов составляет от приблизительно 1:9 до приблизительно 9:1.

11. Способ по любому из пп.1-10, где реактор CPO характеризуется по меньшей мере одним эксплуатационным параметром CPO, выбранным из группы, состоящей из входной температуры CPO от приблизительно 200°C до приблизительно 550°C; выходной температуры CPO от приблизительно 600°C до приблизительно 1400°C; давлением в CPO от приблизительно 1 бар и.д. до приблизительно 90 бар и.д.; временем контакта CPO от приблизительно 0,001 миллисекунды (мс) до приблизительно 5 секунд (с); молярным соотношением углерода и кислорода (C/O) в смеси реагентов для CPO от приблизительно 1,4:1 до приблизительно 5:1, где молярное соотношение C/O относится к общему количеству моль углерода (C) углеводородов в смеси реагентов, деленному на общее количество моль кислорода (O₂) в смеси реагентов; молярным соотношением пара и углерода (S/C) в смеси реагентов для CPO от приблизительно 0 до приблизительно 2:1, где молярное соотношение S/C относится к общему количеству моль воды (H₂O) в смеси реагентов, деленному на общее количество моль углерода (C) углеводородов в смеси реагентов; и их комбинаций.

12. Способ по любому из пп.1-11, где (1) соотношение M для сингаза превышает или равно приблизительно 1,7; (2) молярное соотношение H₂/CO для сингаза превышает или равно приблизительно 1,8; и/или (3) реактор SMR характеризуется молярным соотношением S/C в смеси реагентов для SMR, превышающим или равным приблизительно 1,5:1.

13. Способ получения метанола, включающий:

(a) нагрев потока сырья, включающего углеводороды, с получением нагретых углеводородов;

(b) удаление одного или нескольких серосодержащих соединений из нагретых углеводородов, когда они присутствуют;

(c) разделение нагретых углеводородов на первую часть углеводородов и вторую часть углеводородов;

(d) подачу смеси реагентов для каталитического неполного окисления (CPO) в реактор CPO; где смесь реагентов для CPO содержит кислород, первую часть углеводородов; где по меньшей мере часть смеси реагентов для CPO реагирует, посредством реакции CPO, в реакторе CPO с образованием выходящего потока из реактора CPO; где реактор CPO содержит катализатор CPO; где выходящий поток из реактора CPO включает водород (H₂), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO₂), воду и непрореагировавшие углеводороды, где выходящий поток из реактора CPO характеризуется молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H₂/CO) выходящего потока из реактора CPO, и где выходящий поток из реактора CPO характеризуется соотношением M выходящего потока из реактора CPO, где соотношение M представляет собой молярное соотношение, определяемое как (H₂-CO₂)/(CO+CO₂);

(e) подачу смеси реагентов для парового риформинга метана (SMR) в реактор SMR, где смесь реагентов для SMR содержит пар и вторую часть углеводородов; где по меньшей мере часть смеси реагентов для SMR реагирует посредством реакции SMR в реакторе SMR с образованием выходящего потока из реактора SMR; где выходящий поток из реактора SMR включает водород (H₂), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO₂), воду и непрореагировавшие углеводороды; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется молярным соотношением H₂/CO выходящего потока из реактора SMR, которое превышает молярное соотношение H₂/CO выходящего потока из реактора CPO; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется соотношением M выходящего потока из реактора SMR, которое превышает соотношение M выходящего потока из реактора CPO; и где соотношение масс первой части углеводородов и второй части углеводородов составляет от 1:4 до 3:1;

(f) приведение в контакт по меньшей мере части выходящего потока из реактора CPO по меньшей мере с частью выходящего потока из реактора SMR с образованием сингаза;

(g) нагрев воды при охлаждении сингаза посредством теплообмена в теплообменнике с образованием пара и охлажденного сингаза;

(h) приведение в действие парового компрессора по меньшей мере частью пара;

(i) сжатие по меньшей мере части охлажденного сингаза в паровом компрессоре с получением сжатого сингаза;

(j) подачу по меньшей мере части сжатого сингаза в реактор для синтеза метанола с получением выходящего потока из реактора для синтеза метанола; где выходящий поток из реактора для синтеза метанола содержит метанол, воду, водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды;

(k) разделение по меньшей мере части выходящего потока из реактора для синтеза метанола на поток неочищенного метанола и поток пара; где поток неочищенного метанола содержит метанол и воду; и где поток пара включает водород, монооксид углерода, диоксид углерода и углеводороды; и

(l) рециклирование от 90 мас.% до 99 мас.% парового потока в расчете на общую массу потока пара в реактор для синтеза метанола.

14. Способ по п.13, дополнительно включающий (1) отведение третьей части углеводородов из потока сырья перед стадией (a), где третья часть углеводородов составляет от 5 мас.% до 15 мас.% от всех углеводородов потока сырья в расчете на общую массу общих углеводородов, и где общие углеводороды состоят из суммы первой части углеводородов, второй части углеводородов и третьей части углеводородов; и (2) сжигание третьей части углеводородов для генерирования тепла для нагрева реактора SMR и/или генерирования дополнительного пара, и где по меньшей мере часть дополнительного пара используется для приведения в действие парового компрессора.

15. Система для получения синтез-газа посредством неполного каталитического окисления и получения из него метанола, включающая:

(a) реактор каталитического неполного окисления (CPO), действующий путем конвертирования по меньшей мере части смеси реагентов для CPO, содержащей кислород, первую часть углеводородов, посредством реакции CPO, в выходящий поток из реактора CPO, содержащий водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды, где выходящий поток из реактора CPO характеризуется молярным соотношением водорода и монооксида углерода (H_2/CO) и соотношением M, где соотношение M представляет собой молярное соотношение, определяемое как $(H_2 - CO_2)/(CO + CO_2)$;

(b) реактор парового риформинга метана (SMR), действующий, конвертируя по меньшей мере часть смеси реагентов для SMR, содержащей пар и вторую часть углеводородов, посредством реакции SMR, в выходящий поток из реактора SMR, содержащий водород (H_2), монооксид углерода (CO), диоксид углерода (CO_2), воду и непрореагировавшие углеводороды; где выходящий поток из реактора SMR характеризуется молярным соотношением H_2/CO , которое превышает молярное соотношение H_2/CO выходящего потока из реактора CPO, и соотношением M, которое превышает соотношение M выходящего потока из реактора CPO;

(c) одну или несколько проточных линий, организованных для комбинирования по меньшей мере части выходящего потока из реактора CPO по меньшей мере с частью выходящего потока из реактора SMR с получением комбинированного потока сингаза выше или ниже теплообменника; и

(d) теплообменник, действующий посредством переноса тепла из по меньшей мере части выходящего потока из реактора CPO, по меньшей мере части выходящего потока из реактора SMR, или комбинированного потока сингаза на первую часть углеводородов, вторую часть углеводородов, или комбинированный поток углеводородов, содержащий первую часть углеводородов и вторую часть углеводородов, с получением нагретой первой части углеводородов, нагретой второй части углеводородов, или нагретого комбинированного потока углеводородов, соответственно,

где комбинированный поток сингаза характеризуется соотношением M, превышающим или равным 1,7, и/или молярным соотношением H_2/CO , превышающим или равным 1,8, система дополнительно включает реактор для синтеза метанола, действующий, продуцируя выходящий поток из реактора для синтеза метанола из по меньшей мере части комбинированного потока сингаза;

другой теплообменник ниже указанного теплообменника, генерирующий пар посредством теплообмена с комбинированным потоком сингаза;

паровой компрессор выше реактора для синтеза метанола, и действующий, осуществляя сжатие по меньшей мере части комбинированного потока сингаза, где по меньшей мере часть пара для приведения в действия турбины парового компрессора включает пар, произведенный посредством теплообмена с комбинированным потоком сингаза.

