

(19)



Евразийское  
патентное  
ведомство

(21) 202491191 (13) A1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ

(43) Дата публикации заявки  
2024.09.20

(51) Int. Cl. C01B 3/38 (2006.01)  
C01B 3/48 (2006.01)

(22) Дата подачи заявки  
2023.01.11

(54) ПРОЦЕСС ПОЛУЧЕНИЯ НИЗКОУГЛЕРОДНОГО ВОДОРОДА

(31) 2201332.0

(72) Изобретатель:

(32) 2022.02.02

Дэвис Дэвид, Германи Габриель (GB)

(33) GB

(74) Представитель:

(86) PCT/GB2023/050040

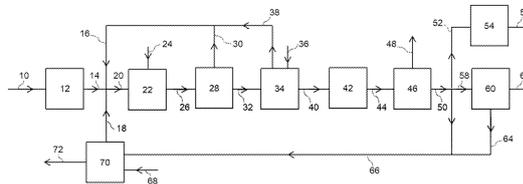
Нагорных И.М. (RU)

(87) WO 2023/148469 2023.08.10

(71) Заявитель:

ДЖОНСОН МЭТТЕЙ ПАБЛИК  
ЛИМИТЕД КОМПАНИ (GB)

(57) Описан процесс получения водорода, включающий следующие стадии: (i) подвержение газовой смеси, содержащей углеводород и пар, паровому риформингу в установке риформинга с газовым подогревом или установке адиабатического предрифформинга с последующим автотермическим риформингом с обогащенным кислородом газом в установке автотермического риформинга с получением конвертированной газовой смеси, (ii) увеличение содержания водорода в конвертированной газовой смеси путем подвержения ее одной или более ступеням конверсии водяного газа в установке конверсии водяного газа с получением обогащенного водородом конвертированного газа, (iii) подачу обогащенного водородом конвертированного газа и обогащенного кислородом газа в окислительную установку, содержащую катализатор окисления, который преобразует монооксид углерода, присутствующий в обогащенном водородом конвертированном газе, в диоксид углерода с образованием обогащенной диоксидом углерода газовой смеси, (iv) охлаждение обогащенной диоксидом углерода газовой смеси и отделение от нее конденсированной воды, и (v) подачу обогащенной диоксидом углерода газовой смеси в установку отделения диоксида углерода с получением газообразного потока диоксида углерода и газопродуктового потока водорода.



A1

202491191

202491191

A1

### Процесс получения низкоуглеродного водорода

Данное изобретение относится к процессам преобразования углеводородов в водород с одновременным сведением к минимуму образования и выбросов диоксида углерода.

- 5 Процессы генерирования водорода хорошо известны и, как правило, включают паровой риформинг метана со сжиганием в сочетании с конверсией водяного газа и удалением диоксида углерода ( $\text{CO}_2$ ). В ходе таких процессов образуются значительные объемы диоксида углерода в дымовых газах при давлениях, не подходящих для эффективного захвата  $\text{CO}_2$ . Общая задача состоит в том, чтобы ускорить темпы
- 10 продвижения к достижению нулевого уровня выбросов. В то же время существует потребность в разработке процессов получения водорода, в ходе которых генерируют меньший поток диоксида углерода и обеспечивают более эффективный захват  $\text{CO}_2$ .

- В подтверждение этого разрабатывают способы получения синего водорода или
- 15 низкоуглеродного водорода. Процесс получения водорода с низким содержанием углерода описан в статье, опубликованной The Chemical Engineer, (15 марта 2019 г.), озаглавленной Clean Hydrogen. Part 1. Hydrogen from Natural Gas through Cost Effective  $\text{CO}_2$  Capture. Способ, описанный в статье, включает стадии десульфуризации, насыщения, риформинга в установке риформинга с газовым подогревом и установке
- 20 автотермического риформинга с подачей кислорода, изотермического температурного сдвига, охлаждения, удаления конденсата и адсорбции при переменном давлении (PSA). Процент захваченного  $\text{CO}_2$  для процесса LCH составлял 95,4%.

- Авторы изобретения разработали усовершенствованный способ, позволяющий
- 25 сократить выбросы диоксида углерода.

Соответственно, в настоящем изобретении предложен процесс производства водорода, включающий следующие стадии:

- (i) подвергание газовой смеси, состоящей из углеводорода и пара, паровому
- 30 риформингу в установке риформинга с газовым подогревом или в установке адиабатического предриформинга с последующим автотермическим риформингом с использованием газа, обогащенного кислородом, в установке автотермического риформинга с получением конвертированной газовой смеси,

- (ii) увеличение содержания водорода в конвертированной газовой смеси путем ее подвергания одной или более ступеням конверсии водяного газа в установке конверсии водяного газа с получением конвертированного газа, обогащенного водородом,
- 5 (iii) подачу конвертированного газа, обогащенного водородом, и газа, обогащенного кислородом, в окислительную установку, содержащую катализатор окисления, который преобразует монооксид углерода, присутствующий в обогащенном водородом конвертированном газе, в диоксид углерода с образованием газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода,
- 10 (iv) охлаждение газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода, и отделение от нее конденсированной воды, и
- (v) подачу газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода, в установку для отделения диоксида углерода с получением потока газообразного диоксида углерода и газопродуктового потока водорода.
- 15

При использовании катализатора окисления в окислительной установке для преобразования монооксида углерода в диоксид углерода, который впоследствии удаляется установкой для отделения диоксида углерода, возможно получение более

20 низких выбросов  $\text{CO}_2$ . Кроме того, возможно получение газопродуктового потока водорода топливного качества без использования дорогостоящей установки PSA. При этом регулируемую часть водородного продукта можно сжигать для обеспечения тепловых и энергетических режимов процесса, что значительно повышает эксплуатационную гибкость установки.

25

Настоящее изобретение может обеспечивать весь водородный продукт при повышенном давлении, что создает основу для более энергоэффективных способов использования водорода в качестве топлива или в качестве сырья для последующих процессов.

30

В настоящем изобретении используют газовая смесь, содержащую углеводород.

Газовая смесь может содержать любой газообразный или низкокипящий углеводород, такой как природный газ, попутный газ, СУГ, нефтяной дистиллят, дизельное топливо,

лигроин или их смеси, или углеводородсодержащие отходящие газы химических процессов, такие как отходящий газ НПЗ. Эта газовая смесь предпочтительно представляет собой метан, попутный газ или природный газ, содержащий значительную долю, например более 50% об./об., метана. Особенно предпочтительным является природный газ. Углеводород может быть сжат до давления в диапазоне 10–100 бар абс. С помощью давления углеводорода можно эффективно регулировать давление на протяжении всего процесса. Рабочее давление предпочтительно находится в диапазоне 15–50 бар абс., более предпочтительно 25–50 бар абс., что позволяет обеспечить повышение производительности процесса.

10

Если углеводород содержит соединения серы, до или, предпочтительно, после сжатия его можно подвергнуть десульфурации, включающей гидродесульфуризацию с использованием катализаторов CoMo или NiMo и абсорбцию сероводорода с использованием подходящего адсорбента сероводорода, например оксидцинкового адсорбента. После адсорбента сероводорода может оказаться эффективным использование адсорбента для сверхглубокой очистки для дополнительной защиты катализатора парового риформинга. Подходящие адсорбенты для сверхглубокой очистки могут содержать медьцинкоксидные/алюмооксидные материалы и медьникельцинкоксидные/алюмооксидные материалы. Для облегчения

20

гидродесульфуризации и/или снижения риска отложения углерода в процессе риформинга водород предпочтительно добавляют в сжатый углеводород. Количество водорода в полученном потоке смешанного газа может находиться в диапазоне 1–20 об.%, но предпочтительно в диапазоне 1–10 об.%, более предпочтительно — в диапазоне 1–5 об.%. В предпочтительном варианте осуществления часть потока водородного продукта может быть смешана со сжатым углеводородом. Водород может быть объединен с углеводородом выше и/или ниже по потоку относительно любой ступени гидродесульфуризации.

30

Если углеводород содержит другие загрязняющие вещества, такие как загрязнители в виде хлорида или тяжелых металлов, они могут быть удалены перед риформингом, до или после любой десульфурации с использованием обычных адсорбентов.

Адсорбенты, подходящие для удаления хлорида, известны и включают материалы типа щелочного оксида алюминия. Аналогичным образом адсорбенты для тяжелых

металлов, таких как ртуть или мышьяк, известны и включают материалы типа сульфида меди.

5 Угледород может быть предварительно нагрет. Может быть удобно предварительно нагреть его после сжатия и перед десульфурацией. В настоящем процессе предложены различные источники горячего газа, которые могут использоваться для этой цели.

Однако в предпочтительном варианте осуществления углеводород нагревают посредством его подачи через пламенный нагреватель, работающий на части потока водородного продукта.

10

Углеводород смешивают с паром. Введение пара может осуществляться путем прямого нагнетания пара и/или путем насыщения углеводорода посредством контакта с потоком нагретой воды. В некоторых вариантах реализации газовая смесь, содержащая углеводород и пар, может быть образована прямым смешиванием углеводорода с

15 паром, например с паром, генерируемым в одном или более пламенных нагревателях, и/или путем охлаждения конвертированной газовой смеси водой. В других вариантах реализации углеводород может быть насыщен в сатураторе, в который подается горячая вода, с образованием насыщенной газовой смеси. Вода может содержать один или более потоков конденсата, полученных в ходе процесса. При необходимости  
20 содержание пара в насыщенной газовой смеси можно повысить посредством непосредственного добавления пара.

В вариантах реализации с использованием установки риформинга с газовым подогревом и установки автотермического риформинга количество вводимого пара  
25 желательно должно быть достаточным для обеспечения соотношения пара и углерода на входе в установку риформинга по меньшей мере 2,5 : 1, т. е. по меньшей мере 2,5 моль пара на грамм-атом углерода углеводорода в газовой смеси. Благодаря эффективному использованию энергии в этом процессе может быть достигнуто высокое отношение пара к углероду, что позволяет максимально повысить выработку  
30 водорода. Можно использовать отношение пара к углероду до примерно 5 : 1.

В вариантах реализации с использованием установки адиабатического предриформинга и установки автотермического риформинга количество вводимого пара желательно должно быть достаточным для обеспечения соотношения пара и

углерода (определяемого как соотношение пара и углерода углеводорода на входе в установку риформинга) по меньшей мере  $0,9 : 1$ , т. е. по меньшей мере 0,9 моль пара на грамм-атом углерода углеводорода в газовой смеси, предпочтительно в диапазоне от  $0,9 : 1$  до  $5 : 1$ . Если соотношение пара и углерода на входе в установку риформинга находится в диапазоне от  $0,9 : 1$  до менее  $2,4 : 1$ , перед ступенью конверсии водяного газа в конвертированный газ желательно добавить дополнительный пар. Работа секции риформинга при соотношении пара и углерода в диапазоне от  $0,9 : 1$  до менее  $2,4 : 1$  имеет преимущество, которое заключается в том, что потребность в нагреве и потребность в кислороде для ступеней риформинга снижается. Если соотношение пара и углерода находится в диапазоне от  $2,4 : 1$  до  $5 : 1$ , нет необходимости в дополнительном добавлении пара перед установкой конверсии водяного газа, что может быть предпочтительным в обстоятельствах, когда добавление пара к конвертированному газу является нецелесообразным.

Впоследствии газовую смесь, содержащую углеводород и водяной пар, желательно предварительно нагревать перед риформингом. В предпочтительном варианте осуществления газовую смесь нагревают посредством ее подачи через пламенный нагреватель, работающий на части потока водородного продукта, в частности через один и тот же пламенный нагреватель, используемый для предварительного нагрева углеводорода. Желательно нагревать смешанный поток до  $400\text{--}500\text{ }^{\circ}\text{C}$ , предпочтительно до  $420\text{--}460\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

В некотором варианте реализации изобретение включает ступень адиабатического предриформинга выше по потоку от установки автотермического риформинга. В этих вариантах реализации газовую смесь, содержащую углеводород и пар, подвергают адиабатическому паровому риформингу в сосуде установки предриформинга, содержащем неподвижный слой катализатора предриформинга. В указанном процессе газовую смесь, содержащую углеводород и пар, как правило, при температуре на входе в диапазоне  $400\text{--}650\text{ }^{\circ}\text{C}$ , адиабатически пропускают через слой катализатора парового риформинга, обычно катализатора парового риформинга с высоким содержанием никеля, например выше 40% масс. Во время такой стадии адиабатического предриформинга любые углеводороды выше метана реагируют с паром, давая смесь метана, оксидов углерода и водорода. Применение указанной стадии адиабатического парового риформинга, обычно называемой предриформингом, может быть

желательным для обеспечения того, чтобы поступающее в установку автотермического риформинга сырье не содержало углеводороды выше метана и также содержало некоторое количество водорода.

- 5 В других вариантах реализации газовую смесь, содержащую углеводород и пар, подвергают паровому риформингу в установке риформинга с газовым подогревом.

В установке риформинга с газовым подогревом одного типа катализатор расположен в трубах, проходящих между парой трубных решеток через зону теплообмена. Реагенты  
10 подают в зону над верхней трубной решеткой и направляют через трубы и в зону под нижней трубной решеткой. Нагревательную среду пропускают через зону между двумя трубными решетками. Нагревательная среда, как правило, представляет собой горячий конвертированный газ, рекуперированный из установки автотермического риформинга. Установки риформинга с газовым подогревом этого типа описаны в  
15 GB1578 270 и WO97/05 947. Установка риформинга с газовым подогревом другого типа, которая может быть использована, представляет собой двухтрубную установку риформинга с газовым подогревом, описанную в US 4910228, в которой каждая труба установки риформинга содержит наружную трубу, имеющую закрытый конец, и внутреннюю трубу, расположенную концентрически внутри наружной трубы и  
20 сообщающуюся с кольцевым пространством между внутренней и наружной трубами на закрытом конце наружной трубы, при этом в указанном кольцевом пространстве расположен катализатор парового риформинга. Внешнюю поверхность наружных труб подогревают с помощью нагревательной среды. Реакционную смесь подают к концу наружных труб, удаленных от указанного закрытого конца таким образом, что смесь  
25 проходит через указанное кольцевое пространство и подвергается паровому риформингу, а впоследствии проходит через внутреннюю трубу.

Сжатую, предварительно нагретую газовую смесь, содержащую углеводород и пар, пропускают через заполненные катализатором трубы в установке риформинга с  
30 газовым подогревом. Во время пропускания через катализатор риформинга происходит эндотермическая реакция парового риформинга, при этом тепло, необходимое для реакции, обеспечивается горячим конвертированным газом, отбираемым из установки автотермического риформинга, который протекает вдоль наружной поверхности труб. Катализатор парового риформинга, используемый в установке риформинга с газовым

подогревом, может содержать никель, нанесенный на огнеупорный носитель в виде частиц, такой как кольца или имеющие множество отверстий pellets из алюмината кальция, алюмината магния, оксида алюминия, оксида титана, оксида циркония и т. п. Альтернативно может быть использована комбинация никеля и благородного металла, такого как рутений. Вместо катализатора парового риформинга в виде частиц или в дополнение к нему катализатор парового риформинга может содержать одно или более структурированных каталитических звеньев, которые могут иметь форму металлических или керамических монолитов или складчатых металлических структур, на которые нанесен слой катализатора парового риформинга на основе никеля и/или благородного металла. Указанные структурированные катализаторы описаны, например, в WO 2012/103432 A1 и WO 2013/151885 (A1). Температуры автотермически конвертированного газа, используемого для нагрева установки риформинга с газовым подогревом, предпочтительно достаточно для того, чтобы газ, подвергаемый паровому риформингу, выходил из труб катализатора при температуре в диапазоне 600–850 °C, предпочтительно 650–750 °C, более предпочтительно 680–720 °C.

В настоящем изобретении предварительно конвертированный газ или газ парового риформинга, содержащий метан, водород, пар и оксиды углерода, подают предпочтительно без какого-либо разбавления или теплообмена непосредственно в установку автотермического риформинга, в которой его подвергают автотермическому риформингу. Таким образом, установка предриформинга или установка риформинга с газовым подогревом и установка автотермического риформинга работают последовательно.

Установка автотермического риформинга может состоять из удлиненного сосуда, расположенного вертикально, с горелкой, расположенной в верхней части установки риформинга, в которую подают предварительно конвертированный газ или газ парового риформинга и газ, обогащенный кислородом, зоны горения под горелкой, через которую проходит пламя, и неподвижного слоя дисперсного катализатора парового риформинга, расположенного ниже зоны горения. Таким образом, при автотермическом риформинге тепло для эндотермических реакций парового риформинга обеспечивают за счет сжигания части углеводорода в сырьевом газе. Предварительно конвертированный газ или газ парового риформинга, как правило, подают в верхнюю часть установки риформинга, а газ, обогащенный кислородом,

подают на горелку, причем смешивание и горение происходят ниже по потоку относительно горелки с генерированием нагретой газовой смеси, композицию которой доводят до состояния равновесия по мере ее пропускания через катализатор парового риформинга. Катализатор автотермического парового риформинга может содержать

5 никель, нанесенный на огнеупорный носитель, такой как кольца или гранулы из алюмината кальция, алюмината магния, оксида алюминия, диоксида титана, диоксида циркония и т. п. В предпочтительном варианте осуществления катализатор автотермического парового риформинга содержит слой катализатора, содержащего Ni и/или Ru, на оксиде циркония поверх слоя Ni на катализаторе из оксида алюминия для

10 снижения испарительного переноса носителя катализатора, который может привести к ухудшению характеристик установки автотермического риформинга.

Газ, обогащенный кислородом, может содержать по меньшей мере 50 об.% O<sub>2</sub> и может представлять собой воздушную смесь, обогащенную кислородом. Однако в настоящем

15 изобретении газ, обогащенный кислородом, предпочтительно содержит по меньшей мере 90 об.% O<sub>2</sub>, более предпочтительно по меньшей мере 95 об.% O<sub>2</sub>, наиболее предпочтительно по меньшей мере 98 об.% O<sub>2</sub> или по меньшей мере 99 об.% O<sub>2</sub>, например поток чистого газообразного кислорода, который может быть получен с использованием установки адсорбции при переменном вакуумметрическом давлении

20 (VPSA) или установки разделения воздуха (ASU). ASU может быть оснащена электроприводом и желательно с использованием возобновляемой электроэнергии для дополнительного повышения эффективности процесса и минимизации выбросов CO<sub>2</sub>.

Количество добавляемого газа, обогащенного кислородом, предпочтительно является

25 таким, чтобы было добавлено от 40 до 60 моль кислорода на 100 моль углерода в углеводороде, подаваемом в процессе. Предпочтительно количество добавляемого кислорода является таким, чтобы конвертированный газ выходил из катализатора в установке автотермического риформинга при температуре в диапазоне 800–1100 °C, более предпочтительно 900–1100 °C, наиболее предпочтительно 970–1070 °C. В

30 предпочтительном варианте осуществления небольшая продувка пара может быть выполнена для газа, обогащенного кислородом, с целью защиты от возникновения обратного потока в случае остановки установки.

В вариантах реализации, содержащих установку предриформинга и установку автотермического риформинга, автотермически конвертированный газ охлаждают за счет теплообмена с водой, например в котле-утилизаторе, с получением пара. Этот пар можно использовать для отопления и/или для выработки электроэнергии в паровой турбине.

В вариантах реализации, содержащих установку риформинга с газовым подогревом и установку автотермического риформинга, конвертированный газ, полученный в установке автотермического риформинга, используют для обеспечения тепла, необходимого на стадии парового риформинга, посредством его использования в качестве горячего газа, протекающего вдоль труб в установке риформинга с газовым подогревом. Во время этого теплообмена конвертированный газ охлаждается за счет передачи тепла газу, подвергающемуся паровому риформингу. Предпочтительно конвертированный газ охлаждается на несколько сотен градусов Цельсия, но он будет выходить из установки риформинга с газовым подогревом при температуре, в некоторой степени превышающей температуру, при которой газовую смесь, содержащую смесь углеводорода и пара, подают в установку риформинга с газовым подогревом. Предпочтительно конвертированный газ выходит из установки риформинга с газовым подогревом при температуре в диапазоне 450–650 °С, более предпочтительно 450–580 °С. После выхода из установки риформинга с газовым подогревом конвертированный газ желательно впоследствии дополнительно охладить в ходе одной или более стадий теплообмена. Тепло, рекуперированное во время этого охлаждения, можно использовать для предварительного нагрева реагентов и/или для нагрева воды, используемой для обеспечения пара, применяемого на стадии парового риформинга. В некоторых вариантах реализации конвертированную газовую смесь, выходящую из межтрубного пространства установки риформинга с газовым подогревом, можно использовать для нагрева воды, подаваемой в сатуратор.

Тепло, рекуперированное из газа автотермического риформинга, можно дополнительно или альтернативно использовать на стадии отделения диоксида углерода.

Конвертированный газ содержит водород, монооксид углерода, диоксид углерода, пар и небольшое количество непрореагировавшего метана, а также может содержать небольшие количества инертных газов, таких как азот и аргон. Предпочтительно

содержание водорода в конвертированном газе находится в диапазоне 30–45% об. в пересчете на влажный газ и содержание монооксида углерода в диапазоне 5–15% об. в пересчете на влажный газ. В настоящем изобретении содержание водорода в смеси конвертированного газа увеличивают посредством подвергания ее одной или более

5 ступеням конверсии водяного газа с получением в результате обогащенного водородом конвертированного газа при одновременном преобразовании монооксида углерода в конвертированном газе в диоксид углерода. Реакция может быть представлена следующим образом:



Хотя в конвертированном газе присутствует пар, перед одной или более ступенями конверсии водяного газа при необходимости может быть добавлен дополнительный пар, например путем прямого добавления к конвертированному газу.

15 Конвертированный газ в установке конверсии водяного газа можно подвергнуть одной или более ступеням конверсии водяного газа с образованием потока конвертированного газа, обогащенного водородом, или потока газа «после конверсии». Одна или более ступеней конверсии водяного газа могут включать ступени

20 высокотемпературной конверсии, среднетемпературной конверсии, изотермической конверсии и низкотемпературной конверсии.

Высокотемпературную конверсию осуществляют адиабатически в сосуде для конверсии с температурой на входе в диапазоне 300–400 °С, предпочтительно 320–

25 360 °С, над слоем катализатора с восстановленным железом, таким как активированный хромом магнетит. В альтернативном варианте осуществления можно использовать активированный катализатор на основе алюмината цинка.

Стадии среднетемпературной конверсии и низкотемпературной конверсии могут быть

30 выполнены с использованием сосудов для конверсии, содержащих катализаторы на медном носителе, в частности композиции медь / оксид цинка / оксид алюминия. При низкотемпературной конверсии газ, содержащий монооксид углерода (предпочтительно  $\leq 6$  об.% CO в пересчете на сухое вещество) и пар (с молярным отношением пара к общему объему сухого газа в диапазоне от 0,3 до 1,5) может быть

- пропущен над катализатором в адиабатическом неподвижном слое с температурой на выходе в диапазоне от 200 °С до 300 °С. Содержание монооксида углерода на выходе может находиться в диапазоне от 0,1% до 1,5%, в частности ниже 0,5 об.% в пересчете на сухое вещество в случае добавления дополнительного пара. Альтернативно при
- 5 среднетемпературной конверсии газ, содержащий монооксид углерода и пар, могут подавать в катализатор при температуре на входе в диапазоне от 200 °С до 240 °С, хотя температура на входе может достигать 280 °С. Температура на выходе может составлять до 300 °С, но может составлять и до 360 °С.
- 10 Хотя можно использовать одну или более ступеней адиабатической конверсии водяного газа, например ступень высокотемпературной конверсии, за которой необязательно следует ступень низкотемпературной конверсии, конвертированный газ предпочтительно подвергают ступени изотермической конверсии водяного газа в охлаждаемом сосуде для конверсии, за которой необязательно следует одна или более
- 15 ступеней адиабатической средне- или низкотемпературной конверсии водяного газа в неохлаждаемых сосудах, как описано выше. Использование ступени изотермической конверсии, т. е. ступени с теплообменом в конвертере для конверсии таким образом, что экзотермическая реакция в слое катализатора происходит в контакте с
- 20 теплообменными поверхностями, отводящими тепло, обеспечивает возможность очень эффективного использования потока конвертированного газа. Хотя для описания охлаждаемого конвертера для конверсии использован термин «изотермический», может происходить небольшое повышение температуры газа между входом и выходом таким образом, что температура потока конвертированного газа, обогащенного
- 25 водородом, на выходе изотермического конвертера может быть на 1–25 градусов Цельсия выше температуры на входе. Стандартным охладителем может быть вода под таким давлением, чтобы происходило частичное или полное кипение. Вода может находиться в трубках, окруженных катализатором, или наоборот. Полученный пар может быть использован, например, для приведения в действие турбины, например для электропитания, или для обеспечения технологического пара для его подачи в процесс.
- 30 В предпочтительном варианте осуществления пар, сгенерированный на ступени изотермической конверсии, используют для добавления дополнительного количества пара к газовой смеси, содержащей углеводород и пар, выше по потоку относительно установки предриформинга или установки риформинга с газовым подогревом.

Добавление ступени адиабатической средне- или низкотемпературной конверсии после ступени изотермической конверсии позволяет повысить эффективность захвата  $\text{CO}_2$  из процесса до 98% или выше. Однако авторы настоящего изобретения обнаружили, что превосходная эффективность может быть обеспечена с помощью одного

5 изотермического конвертера.

Обогащенный водородом конвертированный газ содержит пар. В некоторых вариантах осуществления изобретения после одной или более ступеней конверсии водяного газа может быть желательно охлаждать конвертированный газ, обогащенный водородом, до

10 температуры ниже точки росы, чтобы конденсировать по меньшей мере часть пара.

Затем жидкий водный конденсат может быть отделен с помощью одного или более газожидкостных сепараторов, между которыми могут быть предусмотрены одна или более дополнительных ступеней охлаждения, с образованием обезвоженного

15 обогащенного водородом конвертированного газа. Можно использовать любой

охладитель. Предпочтительно охлаждение потока конвертированного газа, обогащенного водородом, осуществляют за счет теплообмена с технологическим конденсатом. В результате образуется поток нагретой воды, которую можно использовать для подачи некоторой части или всего пара, необходимого для

20 риформинга. Таким образом, в некоторых вариантах реализации конденсат,

извлеченный из обогащенного водородом конвертированного газа, используют для получения по меньшей мере части пара для газовой смеси, подаваемой на стадию парового риформинга. Поскольку конденсат может содержать аммиак, метанол, цианид водорода и  $\text{CO}_2$ , возврат конденсата с образованием пара является

25 окислительной установкой могут быть предусмотрены одна или более ступеней

охлаждения и извлечения конденсата, однако в предпочтительном варианте реализации обеспечена одна ступень охлаждения и извлечения конденсата, так что окислительную установку устанавливают после первого газожидкостного сепаратора.

30 В других вариантах осуществления окислительная установка может быть установлена

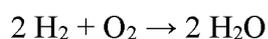
ниже по потоку от установки конверсии водяного газа без охлаждения и разделения конденсата между ними. При этом в окислительную установку непосредственно подают обогащенный водородом конвертированный газ, содержащий пар.

В настоящем изобретении обогащенный водородом конвертированный газ, необязательно после охлаждения и отделения конденсата, подают в окислительную установку. В окислительной установке монооксид углерода, присутствующий в обогащенном водородом конвертированном газе, окисляется до диоксида углерода.

- 5 Газ, обогащенный кислородом, добавляют к обогащенному водородом конвертированному газу. Некоторое количество водорода также окисляется с образованием воды. Соответственно, катализатор окисления предпочтительно представляет собой СО-селективный катализатор окисления для минимизации потерь водорода.

10

Реакции синтеза могут быть представлены следующим образом:



- 15 Катализатор окисления предпочтительно представляет собой катализатор из драгоценных металлов на носителе. Например, катализатор может содержать один или более из Pt, Pd, Rh, Ir или Ru, желательна на оксидном носителе, таком как оксид алюминия, титан, диоксид циркония или диоксид кремния. Количество драгоценного металла может составлять от 0,1 до 5% масс. Катализатор окисления может быть в
- 20 форме гранул или экструдатов, пены, монолита или покрытия на инертном носителе. Катализаторы окисления на основе драгоценных металлов, приемлемые для окисления СО, предпочтительно состоят из платины на носителе из оксида алюминия, активированной оксидом металла, выбранного из группы, состоящей из марганца, железа, кобальта, меди, никеля и их смесей. Особенно приемлемыми катализаторами
- 25 являются катализаторы на носителе из оксида алюминия, активированные оксидом железа и/или оксидом меди. Загрузка платины на дисперсный материал носителя должна находиться в диапазоне от примерно 1 до 5 массовых процентов, предпочтительно от примерно 1 до 3 массовых процентов. Загрузка меди, если она присутствует, должна составлять примерно 2–12 массовых процентов и
- 30 предпочтительно 4–8 массовых процентов. Загрузка железа, если оно присутствует, желательна составляет примерно 0,1–2 массовых процента и предпочтительно примерно 0,2–1 массовый процент. Такие катализаторы описаны в US2006276332 A1, US6559094 и US3088919. Альтернативно катализатор окисления может состоять из оксида меди на носителе. Например, в CN102407123A описан CuO, нанесенный на

церий, в качестве предпочтительного катализатора окисления СО. Селективность катализатора окисления к окислению СО предпочтительно составляет по меньшей мере 50%.

- 5 Реакция окисления является экзотермической, и реакцию можно проводить адиабатически в окислительном сосуде с неподвижным слоем. Поток через слой может представлять собой осевой и/или радиальный поток. Температура на входе в таком варианте реализации может находиться в диапазоне от 20 до 200 °С, и экзотерму в слое желательно поддерживать ниже 75 градусов Цельсия. Более низкие температуры в слое
- 10 катализатора обычно способствуют большей селективности к окислению СО и являются предпочтительными. Следовательно, предпочтительно размещать адиабатический окислительный сосуд ниже по потоку от одной или более ступеней охлаждения и извлечения конденсата. При таком подходе можно обеспечить более высокую селективность, которая ограничивает повышение температуры в
- 15 адиабатическом слое катализатора и обеспечивает более длительный срок службы катализатора.

- В некоторых вариантах осуществления предпочтительно эксплуатировать окислительную установку со ступенчатым добавлением кислорода. В таких вариантах
- 20 осуществления окислительная установка может содержать два или более последовательно соединенных реакторов адиабатического окисления. Первый поток кислородосодержащего газа можно подавать в первый реактор окисления для осуществления первой ступени селективного окисления СО. Выходящий поток из первого реактора окисления может быть охлажден за счет косвенного теплообмена,
- 25 например с охлаждающей водой или технологическим потоком, с образованием первого охлажденного выходящего потока. Второй поток кислородосодержащего газа может быть добавлен к первому охлажденному выходящему потоку, а полученная смесь подана во второй реактор окисления для осуществления второй ступени селективного окисления СО. Последовательность можно повторить с
- 30 дополнительными ступенями реакции, охлаждения и добавления кислорода.

Альтернативно стадию окисления можно осуществлять с охлаждением слоя катализатора путем подачи газообразной или жидкой охлаждающей среды, такой как приемлемый технологический поток, предпочтительно пар или смесь кипящей воды и

пара, через одну или более трубок, расположенных внутри слоя катализатора.

Альтернативно катализатор может находиться в трубах, окруженных кипящей водой.

При использовании охлаждаемого реактора окисления окислительную установку можно располагать непосредственно ниже по потоку от установки конверсии водяного

5 газа, особенно когда в состав установки конверсии водяного газа входит сосуд для изотермической конверсии без промежуточной ступени охлаждения. В этом варианте реализации газовая смесь, подаваемая в окислительную установку, представляет собой обогащенный водородом конвертированный газ, содержащий пар, и температура на входе окислительной установки будет близка к температуре на выходе из установки

10 конверсии водяного газа и может находиться в диапазоне от 200 до 320 °С. Если охлаждающая среда представляет собой воду под давлением, при котором происходит частичное или полное кипение, то давление воды предпочтительно такое же, как и в изотермическом конвертере, так что один паровой барабан может быть общим для установки изотермической конверсии водяного газа и окислительной установки.

15 Альтернативно давление воды в охлаждаемой окислительной установке может отличаться от давления воды в установке для изотермической конверсии водяного газа, предпочтительно должно быть ниже.

Охлаждаемую окислительную установку также можно использовать в вариантах

20 осуществления, в которых конвертер для изотермической конверсии водяного газа не используется. В таких вариантах осуществления установка конверсии водяного газа может содержать один или более адиабатических реакторов. Давление воды в охлаждаемой окислительной установке может находиться в диапазоне от атмосферного до 50 бар.

25 Кроме того, для ограничения пиковой температуры в охлаждаемой окислительной установке эта окислительная установка может содержать два или более охлаждаемых последовательных слоя катализатора, и часть газа, обогащенного кислородом, можно добавлять ступенчато между последовательными слоями катализатора. Два или более

30 охлаждаемых слоя катализатора могут содержаться в одном и том же сосуде под давлением или в разных сосудах под давлением.

В настоящем изобретении в окислительную установку подают обогащенный кислородом газ, предпочтительно часть одного и того же обогащенного кислородом

газа, подаваемого в установку автотермического риформинга. Таким образом, обогащенный кислородом газ, подаваемый в окислительную установку, предпочтительно содержит по меньшей мере 90% об.  $O_2$ , более предпочтительно по меньшей мере 95% об.  $O_2$ , наиболее предпочтительно по меньшей мере 98% об.  $O_2$  или по меньшей мере 99% об.  $O_2$ , например поток чистого газообразного кислорода. В некоторых вариантах реализации кислород может быть получен электролизом с использованием возобновляемых источников электричества или электричества, выработанного турбиной, приводимой в действие в ходе процесса, например за счет сжигания части водородного продукта или за счет пара, полученного от сжигания части водородного продукта. Для обеспечения высокой конверсии остаточного монооксида углерода кислород можно добавлять в стехиометрическом избытке, но слишком большой избыток может вызывать нежелательные побочные реакции. Следовательно, содержание кислорода в газовой смеси предпочтительно составляет менее 100% сверх стехиометрического количества.

Окислительная установка продуцирует газовую смесь, обогащенную диоксидом углерода. После стадии окисления газовую смесь газов, обогащенную диоксидом углерода, охлаждают до температуры ниже точки росы, чтобы вызвать конденсацию пара, присутствующего в газовой смеси.

Охлаждение может быть выполнено путем теплообмена за одну или более ступеней с использованием воды, воздуха или их комбинации. В предпочтительном варианте осуществления охлаждение можно осуществлять за счет теплообмена с одной или более жидкостями в установке разделения  $CO_2$  для повышения эффективности процесса.

Затем охлажденную газовую смесь можно подавать в первый газожидкостный сепаратор для отделения газовой смеси от конденсата и образования потока обезвоженного газа, обогащенного диоксидом углерода. При необходимости отделенный газ можно дополнительно охлаждать водой и/или воздухом и подавать во второй сепаратор перед необязательным дополнительным охлаждением водой и/или воздухом и подачей в третий сепаратор. Некоторую часть конденсата или весь конденсат можно использовать для выработки пара для ступеней парового риформинга и/или конверсии водяного газа.

Диоксид углерода отделяют от полученного потока обезвоженного газа, обогащенного диоксидом углерода, с получением потока водородного продукта.

- 5    Степень отделения диоксида углерода может быть выполнена с использованием физической системы промывки или реакционной системы промывки, предпочтительно реакционной системы промывки, в частности аминовой системы промывки. Диоксид углерода может быть отделен с применением процесса извлечения кислого газа (AGR). В способе AGR поток обезвоженного обогащенного водородом газа вступает в контакт с потоком приемлемой абсорбирующей жидкости, такой как амин, в частности раствор метилдиэтанолamina (MDEA), таким образом, что диоксид углерода поглощается жидкостью с получением насыщенной абсорбирующей жидкости и потока газа с пониженным содержанием диоксида углерода. Затем насыщенную абсорбирующую жидкость регенерируют путем нагревания и/или снижения давления для десорбции диоксида углерода и получения регенерированной абсорбирующей жидкости, которую затем возвращают на ступень абсорбции диоксида углерода. В альтернативном варианте осуществления метанол или гликоль могут быть использованы для захвата диоксида углерода аналогично амину. В одном варианте реализации по меньшей мере часть этого нагрева происходит за счет теплообмена с потоком обогащенного водородом конвертированного газа, полученным из установки конверсии водяного газа. В другом варианте реализации по меньшей мере часть этого нагрева происходит за счет теплообмена с газовой смесью, обогащенной диоксидом углерода, полученной из окислительной установки. Если стадию отделения диоксида углерода осуществляют в виде одного процесса сжатия, т. е. по существу одинаковое давление используют на стадиях абсорбции и регенерации, потребуется лишь небольшое повторное сжатие рециркулированного диоксида углерода.

- Извлеченный диоксид углерода, например из AGR, можно сжать и использовать для получения химических веществ, таких как метанол, или отправить на хранение или секвестрацию, или использовать в процессах повышения нефтеотдачи (EOR). Сжатие может быть выполнено с помощью компрессора с электрическим приводом, приводимого в действие с применением возобновляемой электроэнергии. В тех случаях, когда CO<sub>2</sub> необходимо сжать для хранения, транспортировки, использования в процессах EOR или преобразования в другие химические продукты, CO<sub>2</sub> можно

высушить для предотвращения конденсации жидкой воды в следовых количествах. Например,  $\text{CO}_2$  можно высушить до точки росы  $\leq -10^\circ\text{C}$  путем подачи через слой подходящего осушающего вещества, такого как цеолит, или путем приведения в контакт с гликолем в гликолевой сушильной установке.

5

После отделения диоксида углерода на выходе процесса получают газопродуктовый поток неочищенного водорода. Поток неочищенного водорода может содержать 95–99% об. водорода, при этом остаток содержит метан, монооксид углерода, диоксид углерода и инертные газы. Содержание метана может находиться в диапазоне 0,25–1,5% об., предпочтительно 0,25–0,5% об. Содержание монооксида углерода может составлять менее 100 ч/млн об. или 50 ч/млн об., предпочтительно менее 20 ч/млн об., более предпочтительно менее 10 ч/млн об. Содержание диоксида углерода может находиться в диапазоне 0,01–0,5% об., предпочтительно 0,01–0,1% об. Остаток может состоять из азота и остаточного водяного пара.

15

Там, где, например, водородный продукт должен транспортироваться по трубопроводу, его желательно предварительно высушить. Стадию сушки можно проводить с использованием обычных гликолевых установок осушки или молекулярных сит аналогично сушке  $\text{CO}_2$ .

20

Хотя поток газообразного водорода достаточно чист для выполнения многих задач, при необходимости газопродуктовый поток водорода может быть направлен в установку очистки для получения очищенного газообразного водорода и топливного газа. В случае применения по меньшей мере часть топливного газа можно использовать в процессе в качестве альтернативы внешним источникам топлива, чтобы свести к минимуму выбросы  $\text{CO}_2$  в ходе процесса. Установка очистки может приемлемым образом содержать мембранную систему, систему адсорбции при переменной температуре или систему адсорбции при переменном давлении (PSA). Такие системы имеются в продаже. Установка очистки может продуцировать поток чистого водорода предпочтительно с чистотой более 99,5% об., более предпочтительно более 99,9% об.

30

Однако, в отличие от способов предшествующего уровня техники, требующих водорода высокой чистоты, в настоящем изобретении не требуется установка очистки,

такая как установка PSA. Соответственно, процесс можно осуществлять без установки очистки, такой как установка абсорбции при переменном давлении.

5 Газопродуктовый водород, с очисткой или без нее, может быть сжат и использован в последующих процессах энергоснабжения или отопления, например путем его использования в качестве топлива в газовой турбине (ГТ) или путем нагнетания в бытовую или промышленную сетевую газопроводную систему. Водородный продукт, необязательно после дополнительной очистки, также можно использовать в последующем процессе химического синтеза. При этом водородный продукт может  
10 быть очищен и использован для продуцирования аммиака в результате реакции с азотом в установке синтеза аммиака. Альтернативно водородный продукт может быть необязательно очищен и использован с газом, содержащим диоксид углерода, для получения метанола в установке по производству метанола. Альтернативно водородный продукт может быть очищен и использован с газом, содержащим  
15 монооксид углерода, для синтеза углеводов в производственной установке Фишера — Тропша. Можно использовать любые известные технологии производства аммиака, метанола или производственные технологии Фишера — Тропша. В альтернативном варианте осуществления водород может использоваться для обновления углеводов, например, путем гидрообработки или гидрокрекинга  
20 углеводов на предприятии по переработке углеводородного сырья либо с применением другого процесса, в котором может применяться чистый водород. Сжатие, опять же, может быть выполнено с использованием компрессора с электрическим приводом, приводимого в действие с применением возобновляемой электроэнергии.

25 Часть водородного продукта, с очисткой или без нее, при необходимости может быть сжата и при необходимости возвращена в углеводородное сырье для десульфуризации и для снижения вероятности образования углерода в установке предрифформинга или установке риформинга с газовым подогревом.

30 В некоторых вариантах реализации водород можно сжигать непосредственно, без необходимости повторного сжатия, в газовой турбине. Выхлопной газ турбины можно использовать для подъема технологического пара и удовлетворения потребностей процесса в нагреве.

При использовании водорода для выработки электроэнергии большая часть водородного продукта может быть направлена в газовую турбину, а избыточное тепло использовано для выработки дополнительной электроэнергии путем поднятия пара высокого давления и расширения его через паровую турбину, например, как это практикуется на обычных энергетических установках с комбинированным циклом. Пар среднего давления может быть извлечен из соответствующих ступеней паровой турбины и направлен в процесс с улучшением тем самым интеграции тепла в водородной установке и энергетической установке для лучшего использования энергии. Задача по рекуперации тепла также может быть завершена при низкой температуре как на водородных, так и на энергетических установках с помощью централизованного теплоснабжения.

При этом можно обеспечить более эффективное использование энергии в ходе процесса по сравнению с процессами предшествующего уровня техники. Простое добавление окислительной установки обеспечивает сокращение выбросов CO<sub>2</sub> до 60%. Для водородной установки мощностью 100 000 Нм<sup>3</sup>/ч это соответствует примерно 30 тоннам CO<sub>2</sub> в день или 10 000 тонн в год. Отказ от установки PSA приведет к снижению капитальных затрат и повышению эксплуатационной гибкости.

Использование в процессе газовой турбины, работающей на водороде, обеспечивает более высокую энергетическую эффективность, меньший импорт электроэнергии (или чистый экспорт электроэнергии). Обеспечение интеграции тепла между водородной установкой и энергетической установкой также обеспечивает более высокую энергетическую эффективность, чем в случае, если бы установки работали отдельно, поскольку пар среднего давления, отбираемый из паровой турбины на водородную установку, проделал некоторую работу на ступенях высокого давления турбины, вырабатывая электроэнергию. Кроме того, если также предусмотрена низкотемпературная рекуперация тепла от водорода и/или энергетической установки в тепловую сеть, энергоэффективность всей системы возрастает еще больше.

30

Изобретение описано со ссылкой на прилагаемые чертежи, причем:

на Фиг. 1 представлена блок-схема одного варианта осуществления изобретения,

на Фиг. 2 представлена блок-схема другого варианта осуществления изобретения,

на Фиг. 3 представлена блок-схема еще одного варианта осуществления изобретения, и

на Фиг. 4 представлена блок-схема еще одного варианта осуществления изобретения.

Специалистам в данной области будет понятно, что чертежи являются схематическими и что в промышленной установке могут потребоваться дополнительные элементы  
5 оборудования, такие как емкости для флегмы, насосы, вакуумные насосы, датчики температуры, датчики давления, клапаны для сброса давления, управляющие клапаны, контроллеры расхода, контроллеры уровня, баки для временного содержания, баки для хранения и т. п. Обеспечение таких дополнительных элементов оборудования не  
10 является частью настоящего изобретения и осуществляется в соответствии с обычной практикой проектирования объектов химической промышленности.

На Фиг. 1 поток 10 природного газа обрабатывают в установке 12 очистки и насыщения до десульфуризации, включая гидродесульфуризацию над катализатором гидродесульфуризации и адсорбцию сероводорода на адсорбенте сероводорода с  
15 последующим насыщением паром, с использованием сатуратора с образованием насыщенной смеси 14 природного газа. Пропорцию пара в насыщенной смеси 14 природного газа повышают путем добавления насыщенного пара среднего давления по линии 16 и перегретого пара среднего давления по линии 18. Полученная газовая смесь 20 пара и природного газа подается в установку 22 генерации конвертированного  
20 газа, содержащую последовательно соединенные установку риформинга с газовым подогревом (GHR) и установку автотермического риформинга (ATR). Газовая смесь 20 подвергается первой стадии парового риформинга в установке риформинга с газовым подогревом на дисперсном никелевом катализаторе парового риформинга, расположенном во множестве труб с внешним обогревом, с последующим  
25 автотермическим риформингом с потоком 24 газообразного кислорода в установке автотермического риформинга, содержащей слой никелевого катализатора парового риформинга. Конвертированный газ, отбираемый из установки автотермического риформинга, используют для нагрева труб установки риформинга с газовым подогревом с получением частично охлажденного конвертированного газа 26, который  
30 подается в установку 28 изотермической конверсии водяного газа, содержащую резервуар изотермической конверсии водяного газа со слоем катализатора конверсии водяного газа, охлаждаемого кипящей водой под давлением. В результате экзотермической реакции конверсии водяного газа образуется пар, который отбирается из установки 28 конверсии водяного газа по линии 30. Газовая смесь, обогащенная

водородом, отбирается из установки 28 конверсии водяного газа и подается по линии 32 в окислительную установку 34, содержащую окислительный сосуд с неподвижным слоем катализатора окисления СО, выполненного из драгоценного металла. Дополнительный обогащенный кислородом газовый поток добавляют по

5 линии 36 в окислительный сосуд. Монооксид углерода окисляется с образованием газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода. В этом варианте осуществления катализатор окисления СО в окислительном сосуде охлаждается кипящей водой под давлением, которая превращается в пар в результате экзотермических окислительных

10 реакций. Пар отбирается из окислительной установки 34 по линии 38. В этом варианте осуществления давление пара 38 такое же, как и у пара, отбираемого по линии 30, так что потоки 38 и 30 объединяются с образованием дополнительного пара, добавляемого к насыщенному природному газу 14 по линии 16. Обогащенный диоксидом углерода газ, отбираемый из окислительной установки 34 по линии 40, подвергается

15 рекуперации тепла в теплоутилизационной установке 42, которая охлаждает обогащенный диоксидом углерода газ 40 на последней стадии до температуры ниже точки росы за счет теплообмена с холодной водой для конденсации пара. Жидкий конденсат отделяется от газа в одном или более газожидкостных сепараторах (не показаны) и подается в сатуратор в установке 12. Обезвоженный газ, обогащенный

20 диоксидом углерода, отбираемый из одного или более газожидкостных сепараторов, подается по линии 44 в установку 46 для удаления диоксида углерода, которая работает с использованием реактивной абсорбции и удаляет диоксид углерода из газовой смеси с получением тем самым потока 48 диоксида углерода, который сжимается и отправляется на хранение или преобразование в химические вещества. С

25 удалением диоксида углерода из сырьевого газа 44 установка для удаления диоксида углерода продуцирует газопродуктовый поток водорода, отбираемый из установки для удаления диоксида углерода по линии 50. В этом варианте осуществления газопродуктовый поток 50 водорода разделяется на три части. Первая часть потока водородного продукта проходит по линии 52 в установку 54 обезвоживания, которая работает с использованием обезвоживания гликолем и высушивает поток водородного

30 продукта с получением тем самым потока 56 водородного продукта топливного качества. Вторая часть потока водородного продукта проходит по линии 58 в установку 60 абсорбции при переменном давлении, которая очищает водородный продукт путем удаления следовых количеств метана и оксидов углерода с получением потока 62 водородного продукта высокой чистоты. Установка 60 абсорбции при

переменном давлении продуцирует поток 64 хвостового газа, содержащий метан и оксиды углерода, а также некоторое количество водорода. Оставшаяся третья часть потока 50 водородного продукта объединяется с потоком 64 хвостового газа с образованием потока 66 топливного газа, который сжигается с потоком 68 воздуха для

5 горения в подогревателе сырья и паровом котле 70, который используется для предварительного нагрева потока 10 природного газа и смеси 20 природного газа и пара перед установкой 22 генерации конвертированного газа. Установка 70 дополнительно обеспечивает подачу перегретого пара среднего давления по линии 18 и генерирует поток 72 дымовых газов.

10

На Фиг. 2 газопродуктовый поток 50 водорода получают таким же образом, как описано на Фиг. 1. В этом варианте осуществления поток 50 водородного продукта разделяется на две части. Первая часть потока водородного продукта проходит по линии 52 в установку 54 обезвоживания, которая работает с использованием

15 обезвоживания гликолем и высушивает поток водородного продукта с получением тем самым потока 56 водородного продукта топливного качества. Оставшаяся часть потока 50 водородного продукта подается в газотурбинную установку 80, где она сжигается с воздухом, подаваемым по линии 82, для выработки электроэнергии 84, которая используется в этом процессе, например для приведения в действие установки

20 разделения воздуха для обеспечения потоков газообразного кислорода, используемых в сосуде автотермического риформинга и окисления. Электроэнергию также можно экспортировать. Выхлопной газ, отбираемый из газовой турбины по линии 86, используется для генерации перегретого пара 18 среднего давления в теплоутилизационной парогенераторной установке 88. Отходящий выхлопной газ

25 отбирается из теплоутилизационной установки 88 по линии 90. В этом варианте осуществления нагрев потока 10 природного газа перед десульфуризацией обеспечивается за счет теплообмена с паром среднего давления, генерируемым в установке 88. Пар 18 среднего давления для парового риформинга обеспечивается одной и той же установкой 88. Однако нагрев смеси 20 природного газа и пара

30 обеспечивается за счет теплообмена в теплообменнике (не показан) выходящего потока между сырьем в трубном пространстве и выходящим потоком в межтрубном пространстве установки риформинга с газовым подогревом.

На Фиг. 3 поток 110 природного газа обрабатывают в установке 112 очистки и насыщения до десульфуризации, включая гидродесульфуризацию над катализатором гидродесульфуризации и адсорбцию сероводорода на адсорбенте сероводорода, с последующим насыщением паром с использованием сатуратора с образованием насыщенной смеси 114 природного газа. Пропорцию пара в насыщенной смеси 114 природного газа можно повышать путем добавления насыщенного пара среднего давления по линии 130 и перегретого пара среднего давления по линии 176.

Полученная газовая смесь 120 пара и природного газа подается в установку 122 генерации конвертированного газа, содержащую последовательно соединенные установку риформинга с газовым подогревом (GHR) и установку автотермического риформинга (ATR). Газовая смесь 120 подвергается первой стадии парового риформинга в установке риформинга с газовым подогревом на дисперсном никелевом катализаторе парового риформинга, расположенном во множестве труб с внешним обогревом, с последующим автотермическим риформингом с потоком 124 газообразного кислорода в установке автотермического риформинга, содержащей слой никелевого катализатора парового риформинга. Конвертированный газ, отбираемый из установки автотермического риформинга, используют для нагрева труб установки риформинга с газовым подогревом с получением частично охлажденного конвертированного газа 126, который подается в установку 128 изотермической конверсии водяного газа, содержащую резервуар изотермической конверсии водяного газа со слоем катализатора конверсии водяного газа, охлаждаемого кипящей водой под давлением. В результате экзотермической реакции конверсии водяного газа образуется пар, который отбирается из установки 128 конверсии водяного газа по линии 130 и подается в поток 114 насыщенного природного газа. Обогащенная водородом газовая смесь отбирается из установки 128 конверсии водяного газа по линии 132 и подается в теплоутилизационную установку 134, где она охлаждается до температуры ниже точки росы за счет теплообмена с холодной водой для конденсации из нее воды. Конденсат извлекается из охлажденной смеси с использованием одного или более газожидкостных сепараторов (не показаны) и подается в сатуратор в установке 112.

Обезвоженный обогащенный водородом газ, отбираемый из теплоутилизационной установки 134, нагревается и подается по линии 136 в окислительную установку 138, содержащую сосуд для окисления с неподвижным слоем активированного платинового катализатора окисления CO. Дополнительный обогащенный кислородом газовый поток добавляют по линии 140 в окислительный сосуд. Монооксид углерода окисляется с

образованием газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода. В этом варианте осуществления катализатор окисления CO работает адиабатически. Обогащенный диоксидом углерода газ, отбираемый из окислительной установки 138 по линии 142, подвергают рекуперации тепла в низкотемпературной теплоутилизационной

5 установке 144, которая охлаждает обогащенный диоксидом углерода газ 142 до температуры ниже точки росы за счет теплообмена с холодной водой для конденсации пара. Нагретая вода, отбираемая из установки 144, может быть направлена по линии 146 в пункт 148 централизованного теплоснабжения, а охлажденная вода

10 возвращается в теплоутилизационную установку 144 по линии 147. Жидкий конденсат отделяется от газа, обогащенного диоксидом углерода, в одном или более

газожидкостных сепараторах (не показаны) и может подаваться в сатуратор в установке 112. Обезвоженный газ, обогащенный диоксидом углерода, отбираемый из

15 одного или более газожидкостных сепараторов, подается по линии 150 в установку 152 для удаления диоксида углерода, которая работает с использованием реактивной

абсорбции и удаляет диоксид углерода из газовой смеси с получением тем самым

20 потока 154 диоксида углерода, который сжимается и отправляется на хранение или преобразование в химические вещества. С удалением диоксида углерода из сырьевого

газа 150 установка для удаления диоксида углерода продуцирует газопродуктовый

поток водорода, отбираемый из установки для удаления диоксида углерода по

25 линии 156. В этом варианте осуществления весь поток 156 водородного продукта подается в газотурбинную установку 158, где он сжигается с воздухом, подаваемым по

линии 160, для выработки электроэнергии 162, которая используется в этом процессе, например для приведения в действие установки разделения воздуха для обеспечения

30 потоков газообразного кислорода, используемых в сосуде автотермического риформинга и окисления. Электроэнергию также можно экспортировать. Выхлопной

газ, отбираемый из газовой турбины по линии 164, используют для генерации и перегрева пара в теплоутилизационной парогенераторной установке 166. Отходящий

выхлопной газ отбирается из установки 166 по линии 168. В этом варианте

35 осуществления перегретый пар высокого давления, генерируемый в парогенераторной

установке 166 для рекуперации тепла, подается по линии 170 в паровую турбину 172. Паровую турбину 172 используют для выработки дополнительного электричества 174, и она может подавать перегретый пар среднего давления по линии 176 для добавления

в поток 114 насыщенного природного газа. Выхлопной поток 178 паровой турбины подвергается отдельной низкотемпературной рекуперации тепла в

теплоутилизационной установке 180, при этом нагретая вода подается из  
установки 180 по линии 182 в пункт 148 централизованного теплоснабжения. Пункт  
централизованного теплоснабжения возвращает охлажденную воду в  
низкотемпературную теплоутилизационную установку 180 по линии 184. Питательная  
5 вода котла, отбираемая из низкотемпературной теплоутилизационной установки 180,  
подается по линии 186 для подачи в теплоутилизационную парогенераторную  
установку 166. Необязательно подпиточная питательная вода котла может подаваться  
по линии 188 для уравнивания пара, отбираемого по линии 176 из паровой  
турбины 172. В этом варианте осуществления нагрев смеси 120 природного газа и пара  
10 обеспечивается за счет теплообмена в теплообменнике (не показан) выходящего  
потока между сырьем в трубном пространстве и выходящим потоком в межтрубном  
пространстве установки риформинга с газовым подогревом.

Вариант осуществления, представленный на Фиг. 1, можно использовать, когда по  
15 меньшей мере часть водородного продукта должна соответствовать спецификациям  
высокой чистоты, например для использования в последующих процессах синтеза. В  
этом случае основное преимущество окислительной установки CO заключается в  
снижении выбросов углерода на объекте за счет уменьшения количества CO,  
присутствующего в топливном газе. Тепло, продуцируемое в результате реакции  
20 окисления CO, используют на подъем части технологического пара.

Вариант осуществления, представленный на Фиг. 2, можно использовать, когда весь  
водородный продукт должен отводиться в качестве топлива и нет необходимости в  
водороде высокой чистоты. В этом случае еще одним преимуществом окислительной  
25 установки CO является то, что она исключает необходимость в стадии очистки для  
PSA. Еще одним преимуществом этого является то, что хвостовой газ PSA низкого  
давления также исключается, так что весь водородный продукт доступен под  
давлением. Таким образом, часть водородного продукта можно сжигать в газовой  
турбине без необходимости его повторного сжатия. Поскольку газовая турбина  
30 продуцирует механическую работу или электричество, этот вариант осуществления  
обеспечивает более эффективный способ использования высокотемпературного тепла,  
выделяемого при сжигании топлива. Кроме того, декарбонизированная электроэнергия  
представляет собой долгожданный побочный продукт, который может способствовать

удовлетворению спроса на электроэнергию, создаваемого постоянно растущим числом электромобилей.

5 Вариант осуществления, представленный на Фиг. 3, можно использовать, когда требуется декарбонизировать процесс для комбинированной выработки тепла и  
10 электроэнергии (СНР). В этом случае энергетическая установка с комбинированным циклом может быть интегрирована с низкоуглеродной водородной установкой, а низкотемпературное отходящее тепло от обеих установок может отводиться в тепловую сеть (централизованное теплоснабжение). В этом варианте осуществления окислительная установка СО не работает изотермически для поднятия пара средней  
15 температуры. Она работает адиабатически и при более низкой температуре, чтобы увеличить количество низкотемпературного тепла, которое может быть отведено в тепловую сеть.

15 Фиг. 4 представляет собой модификацию варианта осуществления, представленного на Фиг. 1, где 100% газопродуктового потока водорода очищается в установке PSA.

На Фиг. 4 поток 200 природного газа объединяется с небольшим потоком водорода, подаваемым по линии 202 и подаваемым по линии 204 в змеевики в пламенном  
20 нагревателе 206, где он нагревается путем сжигания части отходящего газа PSA с образованием дымовых газов 210. Нагретый природный газ подается из нагревателя 206 по линии 212 в установку 214 очистки, в которой он подвергается десульфуризации путем гидродесульфуризации над катализатором гидродесульфуризации с последующей адсорбцией сероводорода на адсорбенте  
25 сероводорода. Десульфуризованный природный газ подается по линии 216 в сатуратор 218, в котором он насыщается паром за счет контакта с горячей водой, подаваемой в сатуратор по линии 220. Поток насыщенного природного газа отбирается из сатуратора 218 по линии 222. Пар среднего давления добавляется к насыщенному природному газу по линии 224, а перегретый пар добавляется к насыщенному  
30 природному газу по линии 226. Полученная смесь природного газа и пара подается по линии 228 в змеевики в пламенном нагревателе 206, где она нагревается перед прохождением по линии 230 в нагреваемые снаружи трубы, содержащие катализатор, установки 232 риформинга с газовым подогревом. Газовая смесь 230 подвергается первой стадии парового риформинга в установке 232 риформинга с газовым

подогревом. Частично конвертированный газ отбирается из установки 232 риформинга с газовым подогревом и подается по линии 234 на горелку в установке 236 автотермического риформинга, где он подвергается частичному сжиганию с кислородосодержащим газом, подаваемым по линии 238, и пропускается через неподвижный слой катализатора парового риформинга, расположенного после горелки, для дальнейшего риформинга газовой смеси. Автотермически конвертированная газовая смесь отбирается из установки 236 автотермического риформинга и пропускается по линии 240 в межтрубное пространство установки 232 риформинга с газовым подогревом, где она проходит вокруг труб, содержащих катализатор, тем самым обеспечивая тепло для первой стадии риформинга. Частично охлажденный конвертированный газ отбирается из межтрубного пространства установки риформинга с газовым подогревом по линии 242, охлаждается в теплообменнике 246 и подается по линии 248 в резервуар 250 изотермической конверсии водяного газа, содержащий выполненный на основе меди слой катализатора конверсии водяного газа, который охлаждается за счет теплообмена с кипящей водой под давлением, подаваемой в сосуд 250 из парового барабана 252 по линии 254. В сосуде 250 происходит экзотермическая реакция конверсии водяного газа с образованием пара, который возвращается в паровой барабан 252 по линии 256. Обогащенная водородом газовая смесь отбирается из резервуара 250 изотермической конверсии водяного газа и подается без охлаждения по линии 258 на вход окислительного сосуда 260, содержащего неподвижный слой выполненного на основе драгоценного металла катализатора окисления, который охлаждается за счет теплообмена с кипящей водой под давлением, подаваемой в окислительный сосуд 260 из парового барабана 252 по линии 262. В окислительный сосуд 260 подается кислородосодержащий газ по линии 264. Происходят экзотермические реакции окисления с образованием пара, который возвращается в паровой барабан 252 по линии 266. Давление охлаждающей среды для обоих сосудов 250 и 260 одинаково, что позволяет использовать общий паровой барабан 252. Пар среднего давления, отбираемый из парового барабана 252, подается по линии 224 в поток 222 насыщенного природного газа. Монооксид углерода в обогащенном водородом газе окисляется в окислительном сосуде 260 до диоксида углерода, а газ, обогащенный диоксидом углерода, подается из установки 260 по линии 268 в теплоутилизационную установку 270. Обогащенный диоксидом углерода газ охлаждается в теплоутилизационной установке 270 за счет теплообмена с водой, подаваемой по

линии 272 от сатуратора 218. Теплоутилизационная установка 270 продуцирует поток конденсата, который отбирается из теплоутилизационной установки 270 по линии 273. Охлажденный газ 276, обогащенный диоксидом углерода, из теплоутилизационной установки 270 дополнительно охлаждается до температуры ниже точки росы с использованием холодной воды в теплообменнике 278, а полученная смесь подается в газожидкостный сепаратор 280, где дополнительный жидкий конденсат отделяется с образованием обезвоженного газа, обогащенного диоксидом углерода. Конденсат, отбираемый из газожидкостного сепаратора 280 по линии 282, объединяется с потоком 273 конденсата из теплоутилизационной установки 270, а объединенный поток циркулирует через насос 284 в теплоутилизационную установку 270, где он нагревается за счет теплообмена с газом, обогащенным диоксидом углерода. Полученный нагретый конденсат затем объединяется по линии 288 с водой из сатуратора в линии 272, подаваемой в теплоутилизационную установку 270, для дальнейшего нагрева перед подачей по линии 274, теплообменник 246 и линии 220 в сатуратор 218. Обезвоженный обогащенный диоксидом углерода газ, отбираемый из газожидкостного сепаратора 280, подается по линии 290 в установку 292 для удаления диоксида углерода, которая работает с использованием реактивной абсорбции и удаляет диоксид углерода из газовой смеси, тем самым продуцируя поток 294 диоксида углерода, который сжимается и отправляется на хранение или преобразование в химические вещества. С удалением диоксида углерода из сырьевого газа 290 установка 292 для удаления диоксида углерода продуцирует газопродуктовый поток водорода, который отбирается по линии 296. В этом варианте осуществления весь поток 296 водородного продукта подается в установку 298 абсорбции при переменном давлении. Установка абсорбции при переменном давлении отделяет следовые количества метана, диоксида углерода и азота от водородного продукта с получением тем самым потока очищенного водородного продукта, который отбирается из установки 298 абсорбции при переменном давлении по линии 300. Затем очищенный водородный продукт сжимается в компрессоре 302 с получением потока 304 сжатого очищенного водорода для вывоза. Небольшая часть сжатого очищенного водорода подается из линии 304 по линии 202 в поток 200 природного газа для обеспечения водорода для гидродесульфуризации в установке 214 очистки. Установка абсорбции при переменном давлении продуцирует поток 306 хвостового газа, содержащий водород и небольшое количество метана и азота, который отбирается по линии 306 с использованием для нагревания сырья и генерацию пара для процесса.

Часть потока 306 хвостового газа подается по линии 208 в пламенный нагреватель 206 сырья, где он сжигается для выработки тепла. Оставшаяся часть потока 306 хвостового газа подается по линии 308 для розжига парового котла и пароперегревателя 310, генерирующего перегретый пар, который подается из котла и пароперегревателя 310 по линии 226 в насыщенный поток 222 природного газа. Котел и пароперегреватель 310 генерируют дымовой газ 312.

Настоящее изобретение дополнительно проиллюстрировано нижеследующим расчетным примером процесса в соответствии с блок-схемой, изображенной на Фиг. 4.

10

Номер потока		200	202	204	208	210	212	216	220	222
Молярный расход	кНм <sup>3</sup> /ч	36,1	0,8	36,9	7,4	24,0	36,9	36,9	489,4	112,8
Массовый расход	т/ч	29,0	0,1	29,1	1,2	27,0	29,1	29,1	393,5	90,3
Температура	°С	40,0	123,8	40,6	45,2	140,0	230,0	225,6	245,8	229,2
Давление	бар абс.	46,2	50,5	46,0	1,4	1,0	44,4	43,3	43,0	42,7
<i>Молярная композиция</i>	<i>Единица измерения</i>									
Метан	мол. %	89,00	0,00	87,07	3,23	0,00	87,07	87,07	0,24	28,46
Этан	мол. %	7,00	0,00	6,85	0,00	0,00	6,85	6,85	0,00	2,24
Пропан	мол. %	1,00	0,00	0,98	0,00	0,00	0,98	0,98	0,00	0,32
Бутаны	мол. %	0,10	0,00	0,10	0,00	0,00	0,10	0,10	0,00	0,03
Пентаны	мол. %	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00
Водород	мол. %	0,00	99,90	2,17	91,51	0,00	2,17	2,00	0,00	0,66
Диоксид углерода	мол. %	2,00	0,00	1,96	0,07	1,05	1,96	1,79	0,04	0,70

Монооксид углерода	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,17	0,00	0,06
Кислород	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	1,37	0,00	0,00	0,00	0,00
Азот	мол. %	0,89	0,10	0,87	2,26	65,08	0,87	0,87	0,00	0,29
Аргон	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79	0,00	0,00	0,00	0,00
Вода	мол. %	0,00	0,00	0,00	2,88	31,70	0,00	0,17	99,70	67,22
Метанол	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,03
Аммиак	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,04	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00

Номер потока		224	226	228	230	234	238	240	242
Молярный расход	кНм <sup>3</sup> /ч	32,8	18,4	164,0	164,0	190,6	17,6	240,7	240,3
Массовый расход	т/ч	26,3	14,8	131,4	131,4	131,4	24,9	156,4	156,3
Температура	°С	256,9	449,6	251,7	440,0	711,8	209,3	1020,0	521,5
Давление	бар абс.	43,0	42,9	42,5	41,0	35,5	38,0	34,0	33,4
<i>Молярная композиция</i>	Единица измерения								
Метан	мол. %	0,00	0,00	19,57	19,57	12,19	0,00	0,13	0,18
Этан	мол. %	0,00	0,00	1,54	1,54	0,41	0,00	0,00	0,00
Пропан	мол. %	0,00	0,00	0,22	0,22	0,06	0,00	0,00	0,00
Бутаны	мол. %	0,00	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Пентаны	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Водород	мол. %	0,00	0,00	0,45	0,45	25,25	0,00	38,19	38,73
Диоксид углерода	мол. %	0,00	0,00	0,48	0,48	5,63	0,00	6,41	7,07
Монооксид углерода	мол. %	0,00	0,00	0,04	0,04	1,78	0,00	9,79	9,09

Кислород	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	97,74	0,00	0,00
Азот	мол. %	0,00	0,00	0,20	0,20	0,17	0,49	0,17	0,17
Аргон	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Вода	мол. %	100,00	100,00	77,46	77,46	54,50	1,77	45,32	44,76
Метанол	мол. %	0,00	0,00	0,02	0,02	0,01	0,00	0,00	0,00
Аммиак	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Номер потока		248	258	264	268	272	273	274	276	282
Молярный расход	кНм <sup>3</sup> /ч	240,3	240,1	0,7	240,1	411,7	75,1	489,4	165,0	10,8
Массовый расход	т/ч	156,3	156,3	1,0	157,3	330,8	60,5	393,5	96,7	8,7
Температура	°С	240,0	257,3	30,0	257,0	178,6	120,6	192,2	120,6	65,0
Давление	бар абс.	32,7	31,9	40,0	31,2	42,9	29,5	46,5	29,4	29,2
<i>Молярная композиция</i>	<i>Единица измерения</i>									
Метан	мол. %	0,18	0,18	0,00	0,18	0,29	0,00	0,24	0,27	0,00
Этан	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Пропан	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Бутаны	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Пентаны	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Водород	мол. %	38,73	47,46	0,00	47,17	0,00	0,00	0,00	68,64	0,00
Диоксид углерода	мол. %	7,07	15,85	0,00	16,13	0,02	0,18	0,04	23,39	0,19
Монооксид углерода	мол. %	9,09	0,28	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Кислород	мол. %	0,00	0,00	99,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Азот	мол. %	0,17	0,17	0,50	0,17	0,00	0,00	0,00	0,25	0,00
Аргон	мол. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Вода	мол. %	44,76	36,02	0,00	36,30	99,69	99,78	99,70	7,41	99,64



Вода	МОЛ. %	99,78	99,78	0,96	3,15	0,34	0,00	0,00	2,88	2,88	31,70
Метанол	МОЛ. %	0,04	0,04	0,03	0,10	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00
Аммиак	МОЛ. %	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,04	0,01

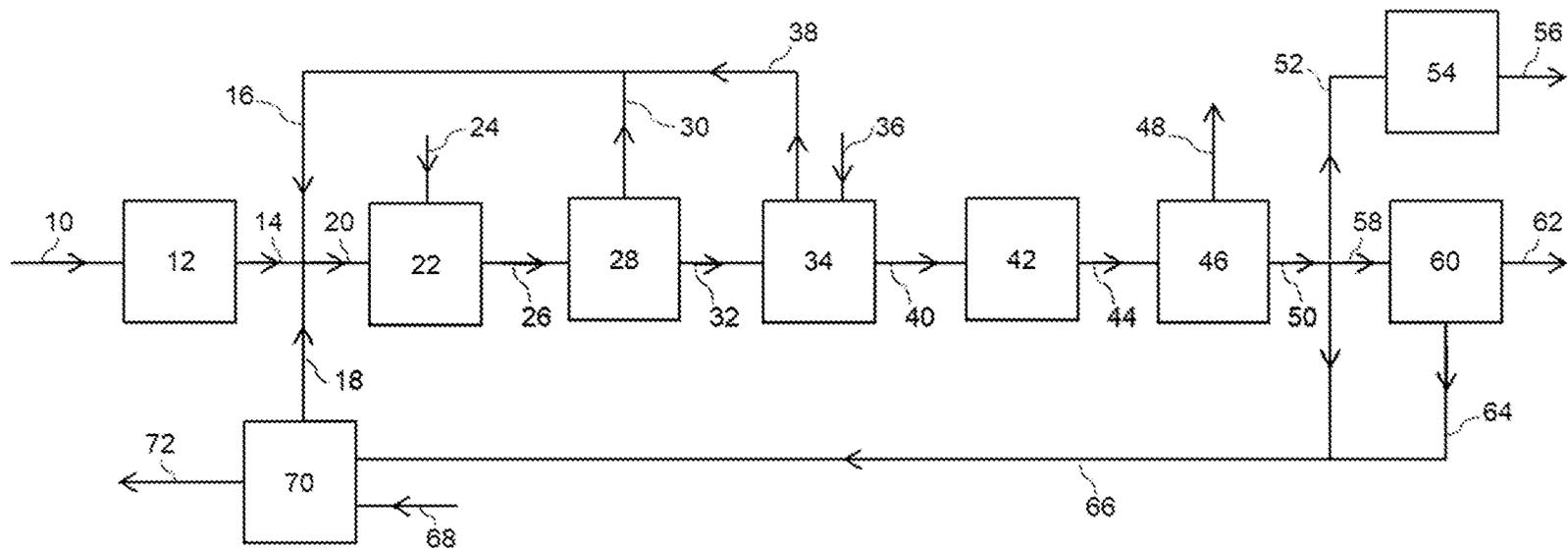
Пример иллюстрирует низкий уровень выбросов CO<sub>2</sub>, достижимый при осуществлении данного процесса.

Формула изобретения

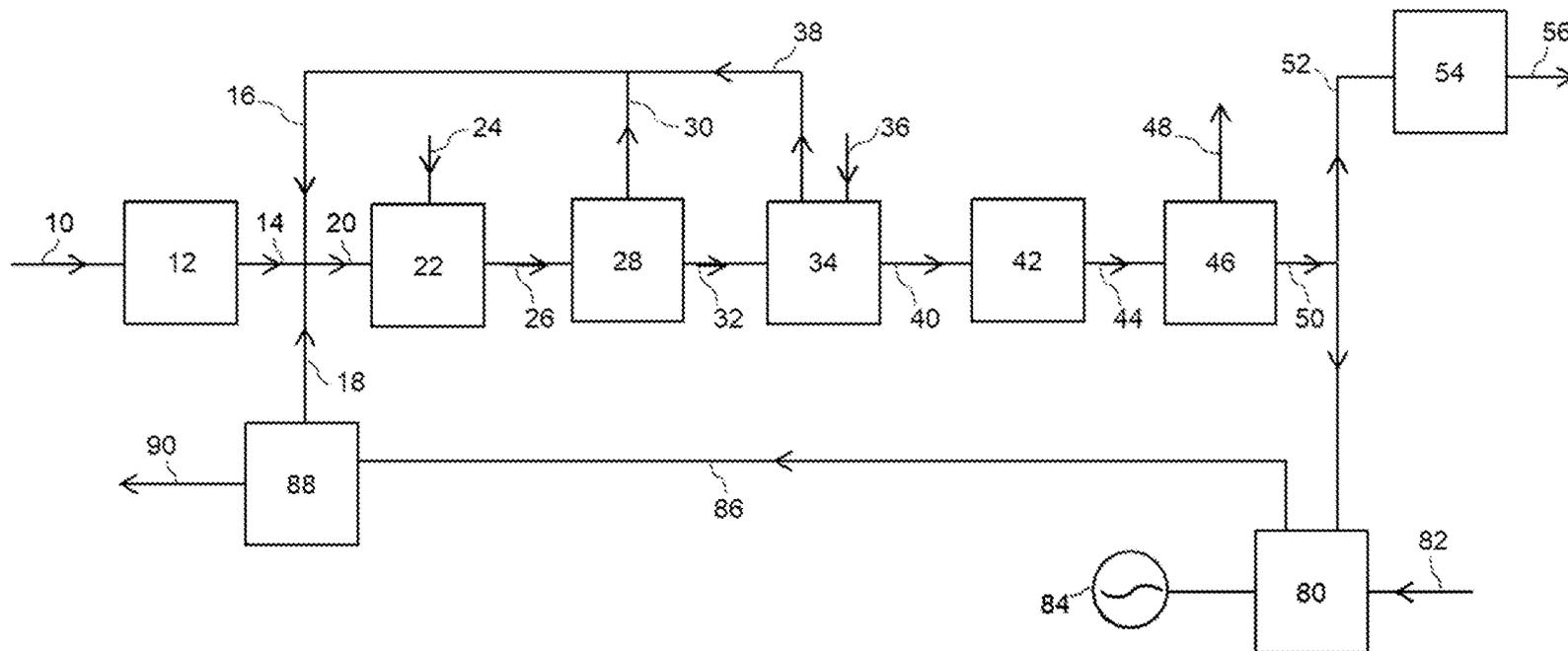
1. Процесс получения водорода, включающий следующие стадии:
  - (i) подвергание газовой смеси, состоящей из углеводорода и пара, паровому риформингу в установке риформинга с газовым подогревом или в установке адиабатического предрифформинга с последующим автотермическим риформингом с использованием газа, обогащенного кислородом, в установке автотермического риформинга с получением конвертированной газовой смеси,
  - (ii) увеличение содержания водорода в конвертированной газовой смеси путем ее подвергания одной или более ступеням конверсии водяного газа в установке конверсии водяного газа с получением конвертированного газа, обогащенного водородом,
  - (iii) подачу конвертированного газа, обогащенного водородом, и газа, обогащенного кислородом, в окислительную установку, содержащую катализатор окисления, который преобразует монооксид углерода, присутствующий в обогащенном водородом конвертированном газе, в диоксид углерода с образованием газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода,
  - (iv) охлаждение газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода, и отделение от нее конденсированной воды, и
  - (v) подачу газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода, в установку для отделения диоксида углерода с получением потока газообразного диоксида углерода и газопродуктового потока водорода.
2. Процесс по п. 1, в котором углеводород представляет собой газовый поток, содержащий метан, предпочтительно содержащий > 50% об. метана, более предпочтительно природный газ.
3. Процесс по п. 1 или 2, в котором углеводород десульфурруют.
4. Процесс по любому из пп. 1–3, в котором соотношение пара и углерода в газовой смеси находится в диапазоне от 0,9 : 1 до 5 : 1.

5. Процесс по любому из пп. 1–4, в котором газовая смесь, содержащая углеводород и пар, образуется посредством приведения в контакт углеводорода с водой в сатураторе с образованием насыщенной газовой смеси с необязательным непосредственным добавлением пара к насыщенной газовой смеси.
6. Процесс по любому из пп. 1–5, в котором газ, обогащенный кислородом, содержит по меньшей мере 90 об.% O<sub>2</sub>, предпочтительно по меньшей мере 95 об.% O<sub>2</sub>, более предпочтительно по меньшей мере 98 об.% O<sub>2</sub>.
7. Процесс по любому из пп. 1–6, в котором ступень конверсии водяного газа включает ступень изотермической конверсии и необязательно осуществляемую позже ступень низкотемпературной конверсии.
8. Процесс по любому из пп. 1–7, в котором катализатор окисления содержит один или более из Pt, Pd, Rh, Ir или Ru, предпочтительно состоит из платины на носителе из оксида алюминия и активирован оксидом металла, выбранного из группы, состоящей из марганца, железа, кобальта, меди, никеля и их смесей, более предпочтительно состоит из платины на носителе из оксида алюминия и активирован оксидом железа и/или оксидом меди.
9. Процесс по любому из пп. 1–8, в котором перед ступенью удаления диоксида углерода обеспечены одна, две или три ступени охлаждения и отделения технологического конденсата от газовой смеси, обогащенной диоксидом углерода.
10. Процесс по любому из пп. 1–9, в котором ступень удаления диоксида углерода выполняют с использованием физической системы промывки или реакционной системы промывки, предпочтительно реакционной системы промывки, в частности аминовой системы промывки.
11. Процесс по любому из пп. 1–10, в котором поток диоксида углерода сжимают с использованием компрессора с электрическим приводом, необязательно очищают и отправляют на хранение или используют для синтеза химических веществ.

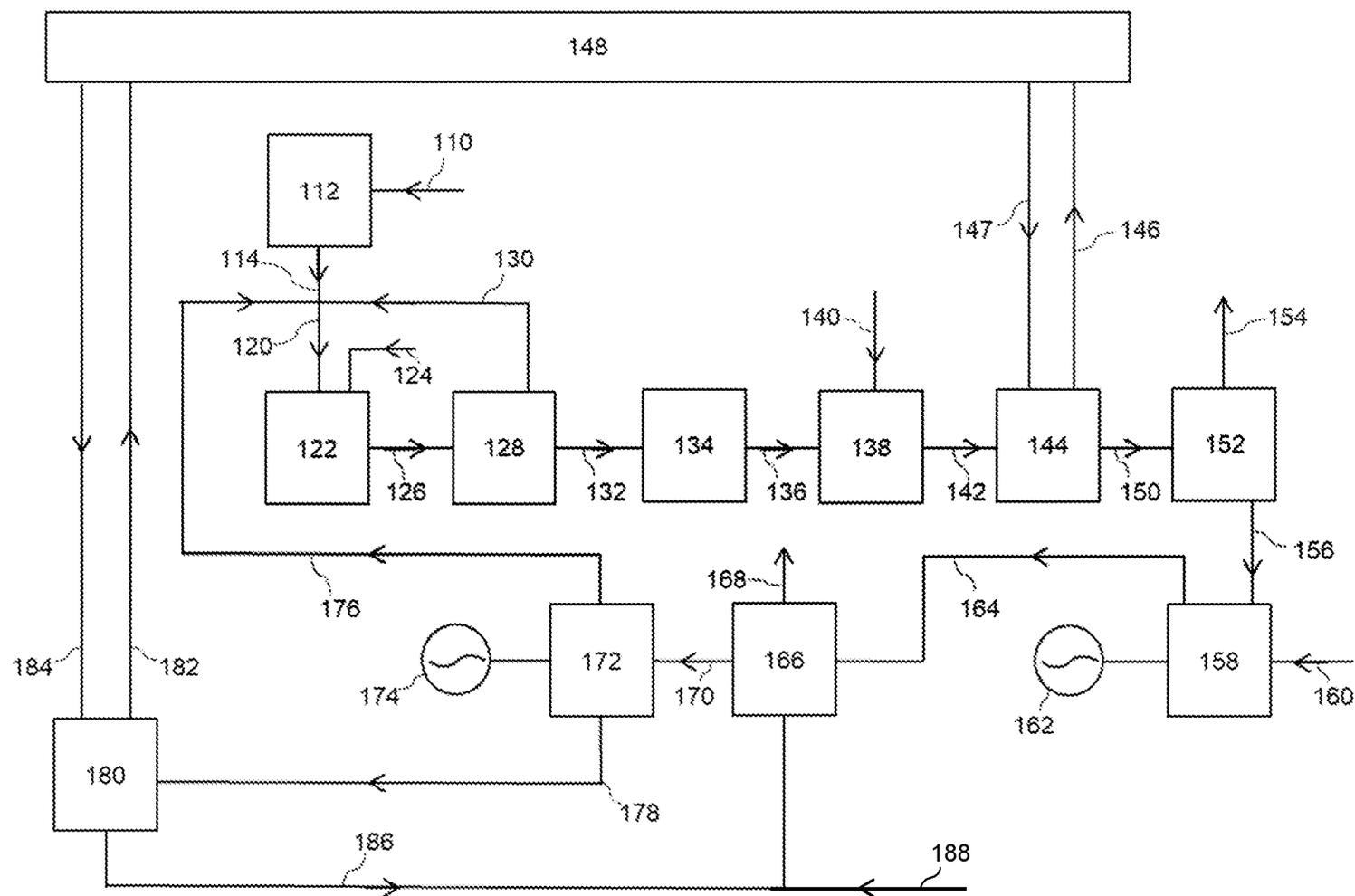
12. Процесс по любому из пп. 1–11, в котором водородный продукт необязательно после очистки в установке очистки используют в последующем энергетическом процессе, процессе нагрева, последующем процессе химического синтеза или используют для улучшения состояния углеводородов.
13. Процесс по п. 12, в котором водородный продукт очищают в установке очистки с получением очищенного водородного продукта и хвостового газа.
14. Процесс по п. 13, в котором часть хвостового газа и часть водородного продукта до или после очистки в установке очистки подают в один или более пламенных нагревателей, используемых для нагрева подаваемого пара или обеспечения пара для процесса.
15. Процесс по п. 12, в котором по меньшей мере часть водородного продукта сжигают с воздухом в газовой турбине для выработки электроэнергии и образования горячего выхлопного газа.
16. Процесс по п. 15, в котором горячий выхлопной газ используют для нагрева углеводородного сырья и/или получения пара для стадии парового риформинга.
17. Процесс по п. 15 или 16, в котором горячий выхлопной газ используют для нагрева пара, который подают в паровую турбину для выработки дополнительного электричества и получения пара для стадии парового риформинга.
18. Процесс по п. 17, в котором одно или более из выхлопного потока из паровой турбины, обогащенной водородом конвертированной газовой смеси и обогащенного диоксидом углерода газа используют в низкотемпературном процессе рекуперации тепла для обеспечения тепла для централизованного теплоснабжения.



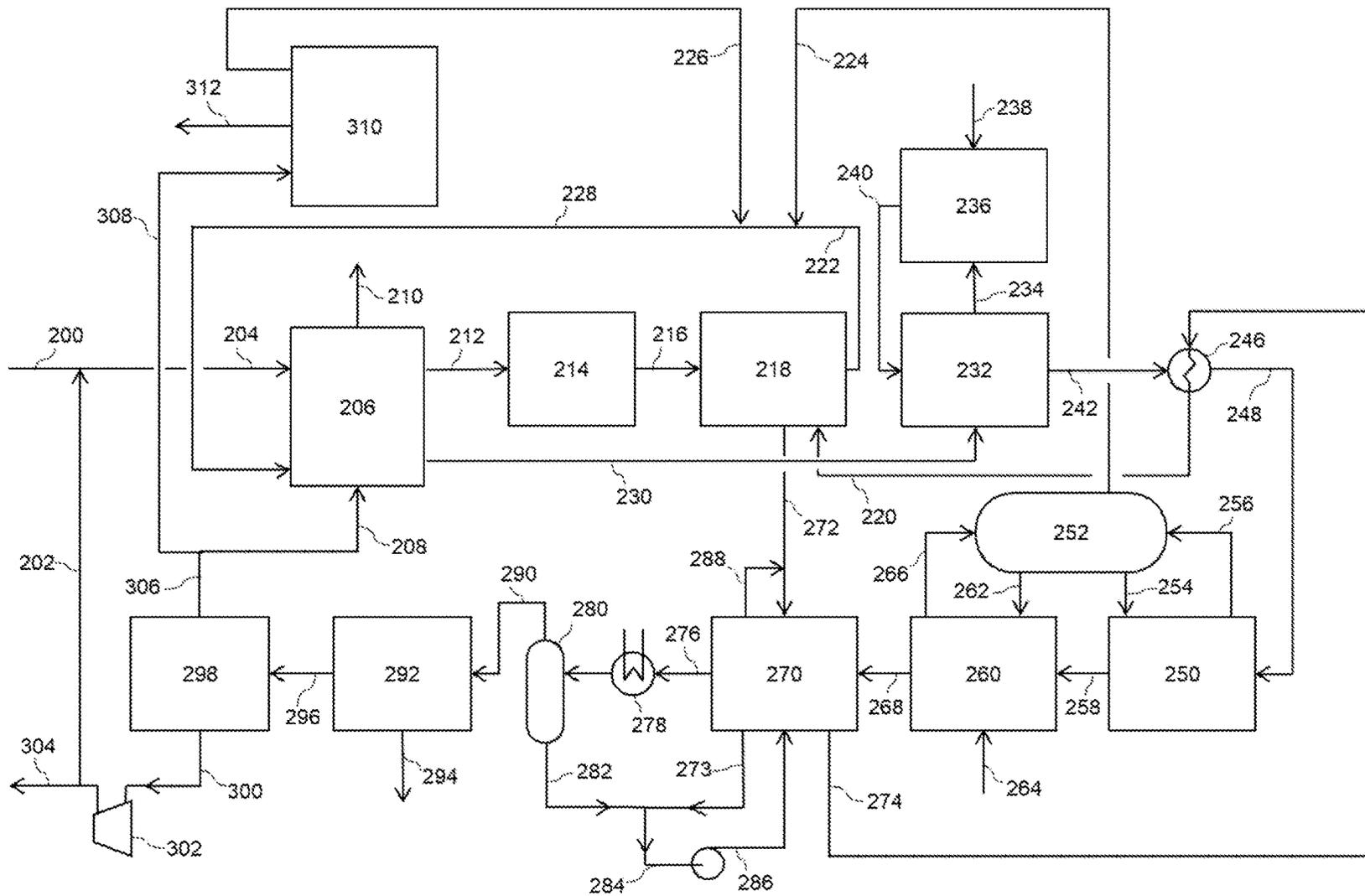
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4