

(19)



Евразийское  
патентное  
ведомство

(21) 202192886 (13) A1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ

(43) Дата публикации заявки  
2022.01.28

(22) Дата подачи заявки  
2020.05.15

(51) Int. Cl. C01B 3/38 (2006.01)  
C01B 3/48 (2006.01)  
C01B 3/04 (2006.01)  
C01B 3/56 (2006.01)  
C01B 3/50 (2006.01)  
C01B 17/04 (2006.01)  
B01J 8/06 (2006.01)

(54) ПЕЧЬ И СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ СИНТЕЗ-ГАЗА

(31) 102019000006957

(32) 2019.05.17

(33) IT

(86) PCT/IB2020/054606

(87) WO 2020/234709 2020.11.26

(71) Заявитель:

ПОЛИТЕКНИКО ДИ МИЛАНО; АЙ  
ТИ ТИ С.П.А. (IT)

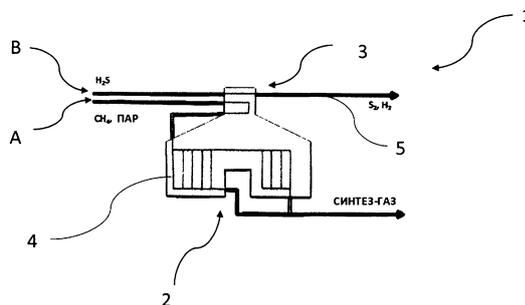
(72) Изобретатель:

Маненти Флавио, Пиччони Джулия  
(IT)

(74) Представитель:

Махлина М.Г. (RU)

(57) Печь (1) для газовых месторождений, риформинга на нефтеперерабатывающих заводах, производства водорода путем газификации и нефтехимической промышленности включает зону излучения (2), конвективную зону (3), первый (4) и по меньшей мере второй ряда труб (5), через которые проходят по меньшей мере два отделенных потока технологического газа (А) и (Б), при этом первый технологический поток (А) поступает в указанную печь (1) из конвективной зоны (3) и, проходя через указанный первый ряд труб (4), покидает указанную печь через излучающую зону (2), или, в качестве альтернативы, указанный первый технологический поток поступает в указанную печь (1) через излучающую зону (2) и, проходя через первый ряд труб (4), покидает указанную печь через излучающую зону (2); второй технологический поток, предназначенный для обработки нефтяных газов, поступает в указанную печь (1) из конвективной зоны (3), проходящей через упомянутый второй ряд труб (5), и покидает указанную печь (1) через конвективную зону (3); упомянутый второй ряд труб (5) изготовлен из материала, стойкого к воздействию нефтяных газов.



202192886 A1

202192886 A1

## ПЕЧЬ И СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ СИНТЕЗ-ГАЗА

Область техники

Настоящее изобретение относится к печи для газовых промыслов, нефтеперерабатывающим заводам риформинга, производства водорода путем газификации и нефтехимической промышленности.

Уровень техники

Как известно, любое использование источника ископаемого топлива (сырой, природный газ, сланцевый газ и нефть, уголь) и источника не ископаемого топлива (биомасса, биогаз, геотермальная энергия) приводит к совместному производству  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  в различных пропорциях.

Газы, содержащие такие вещества в отдельных количествах, характеризуется как нефтяные газы, содержащие сероводород, или хвостовые газы и являются объектом соответствующей научной дискуссии из-за их серьезного воздействия с точки зрения глобального потепления и изменения климата, которые происходят под воздействием таких газов.

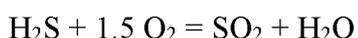
На сегодняшний день нефтяные газы, содержащие сероводород, не используются повторно, если не только в очень малых количествах, и единственной альтернативой их выбросу в атмосферу является их улавливание и хранение в глубоких водах или отдаленных подземных объектах. Такие крайние меры в любом случае обсуждаются с точки зрения их возможной реализации и эффективности.

В опубликованной заявке WO2015015457A1 заявителем охарактеризовано использование вышеупомянутых нефтяных газов для получения синтез-газов ( $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$ , или сингаза).

Производство синтез-газа происходит в соответствии со следующей эндотермической реакцией:



Необходимая энергия обеспечивается посредством экзотермической реакции:



Этот процесс, который в любом случае универсален, поскольку он может быть связан с другими процессами с небольшими модификациями в уже существующих установках, однако требует значительного количества энергии активации. Действительно, довольно высокие рабочие температуры, которые превышают  $800^\circ\text{C}$ , а в некоторых случаях превышают  $1300^\circ\text{C}$ . Кроме того, кислород, используемый во второй экзотермической реакции, должен быть тщательно дозирован, чтобы избежать чрезмерного окисления с образованием  $\text{SO}_2$ , который представляет собой вредные отходы, отходы

необходимо перерабатывать, например, с помощью установок Клауса или установок по производству серной кислоты.

Таким образом, очевидна необходимость поиска альтернативных решений для сокращения выбросов таких газов и образования загрязняющих отходов.

В патенте US 4336063 охарактеризовано устройство для сокращения количества парниковых газов от железосодержащих минералов, снабженное реактором, предназначенным для такого объекта, и установкой для риформинга. Последняя содержит излучающую камеру, содержащую трубный пучок, и две конвективные камеры, среди которых вторая, более удалена от зоны излучения и также снабжена трубным пучком. Соответствующее устройство дополнительно содержит ряд каналов, соединяющих блок риформинга с реактором.

В частности, две конвективные камеры расположены на расстоянии друг от друга, и, в частности, последняя всегда расположена на расстоянии от зоны излучения.

Таким образом, даже если можно выделить больше потоков, входящих и выходящих из установки для парового риформинга, из которых, в частности:

- Поток природного газа проходит через первую конвективную камеру и поступает в трубный пучок зоны излучения, где происходит реакция риформинга, в то время как образующиеся газы покидают зону излучения;

- И второй поток, возникающий в результате перемешивания газа, выходящего из зоны излучения, поступает во вторую конвективную камеру и выходит из нее, чтобы быть направленным в реактор;

- Второй поток, входящий и выходящий из второй конвективной камеры, в любом случае находится на расстоянии от первой конвективной камеры, расположенной вблизи зоны излучения.

Сущность изобретения

Для решения вышеупомянутых технических проблем современного уровня техники и, в частности, была разработана печь, охарактеризованная в WO2015015457A1, в которой в дополнение к промышленным процессам получения промежуточных продуктов, предназначенных для синтеза более усовершенствованных продуктов, могут проводиться реакции переработки вредных отходов, в частности нефтяных газов, таких как CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>S, в частности H<sub>2</sub>S.

Объектом настоящего изобретения является печь, содержащая:

- зону излучения,
- конвективную зону,
- первый и, по меньшей мере, второй ряд труб, через которые проходят, по

меньшей мере, два отделенных потока технологического газа, в которой:

- первый технологический поток поступает в указанную печь через конвективную зону и, проходя через указанный первый ряд труб, покидает указанную печь через зону излучения, или, в качестве альтернативы, указанный первый технологический поток входит в указанную печь зоны излучения и, проходя через первый ряд труб, покидает указанную печь через зону излучения;

- второй технологический поток, предназначенный для обработки нефтяных газов, поступает в указанную печь через конвективную зону, проходит через упомянутый второй ряд труб и покидает указанную печь через конвективную зону,

- упомянутый второй ряд труб изготовлен из материала, стойкого к воздействию нефтяных газов.

Эта печь может быть использована на нефтеперерабатывающих заводах, газовых месторождениях, установках риформинга или установках по производству водорода, таких как, например, установки для газификации и установки, предназначенные для нефтехимической промышленности.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1 - схематическое изображение печи в соответствии с вариантом осуществления настоящего изобретения;

Фиг. 2 - схематическое изображение печи в соответствии с альтернативным вариантом осуществления настоящего изобретения;

Фиг. 3 – блок-схема традиционного процесса парового риформинга;

Фиг. 4 – блок-схема процесса парового риформинга, в которой используется печь в соответствии с вариантами осуществления изобретения, изображенным на фиг. 1;

Фиг. 5 - блок-схема процесса парового риформинга, в которой используется печь в соответствии с вариантами осуществления изобретения, изображенным на фиг. 1;

Фиг. 6 - блок-схема процесса парового риформинга, в которой используется печь в соответствии с вариантами осуществления изобретения, изображенным на фиг. 1;

Фиг. 7 - схемы потоков, входящих и выходящих из известной из уровня техники печи, используемой в традиционном процессе парового риформинга, изображенном на фиг. 3,

Фиг. 8 – схема, отображающая сравнение работы известной из уровня техники печи, используемой в традиционном процессе парового риформинга, изображенном на фиг. 3, с процессом в соответствии с настоящим изобретением, изображенным на фиг. 4.

Осуществление изобретения

Второй ряд труб, по которым проходит второй поток газа в печи изобретения, предназначена для нефтяных газов, поэтому он должен быть изготовлен из материала, стойкого к кислым газам. Материал, устойчивый к кислым газам, подразумевает все материалы, обычно используемые и известные специалисту в данной области техники для таких целей.

В соответствии с предпочтительным вариантом осуществления печи в соответствии с настоящим изобретением второй ряд труб содержит катализатор.

Согласно другому предпочтительному варианту осуществления изобретения, первый ряд труб содержит катализатор.

Согласно другому предпочтительному варианту осуществления печи в соответствии с настоящим изобретением, как первый, так и второй ряд содержат катализатор.

Печь согласно настоящему изобретению предпочтительно предназначена для производства синтез-газа методом парового риформинга, который протекает по следующей схеме реакции:

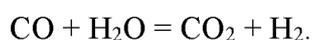


На блок-схеме на фиг. 3 представлены различные этапы этого процесса и соответствующие технологические блоки. В частности, обычная печь или паровой риформер метана, где осуществляется химическая реакция R1, обозначается аббревиатурой SMR (Паровой риформинг метана).

На этой фиг. 3, перед печами парового риформинга метана (SMR), неочищенный природный газ транспортиру в блок очистки, с помощью блоков очистки кислые газы  $H_2S$  и  $CO_2$  отделяются. Предпочтительно, в способах аминовой очистки используют смеси амина/воды, где аминами предпочтительно являются MEA (метиламин), DEA (диэтиламин), MDEA (метилдиэтанолламин), в качестве альтернативы могут применяться другие аналогичные эффективные технологии (например, Улучшенная сорбция, конверсия водяного газа или другие горячая сепарация).

Очищенный таким образом газ подается в печь SMR, где протекает реакция R1.

В этой печи пар, предпочтительно превышающий по отношению к стехиометрическому соотношению, направляют для проведения реакции R1. Газы, выходящие из печи SMR, содержащие  $CO$ ,  $H_2$ ,  $H_2O$  и непрореагировавший  $CH_4$ , направляют в реактор для конверсии водяного газа или установку, далее WGSR, где проводится реакция конверсии окиси углерода в двуокись углерода R2:



Обычно такая реакция R2 применяется для того, чтобы скорректировать молярное

соотношение между  $H_2/CO$ , оптимизировать морфологию и эффективность последующего химического синтеза (например, в производстве простых органических веществ или удобрений) или максимально увеличить производство водорода (например, на нефтеперерабатывающих заводах или при газификации). Направление реакции, как известно, зависит от рабочей температуры в реакторе для конверсии водяного газа (WGSR).

При выходе из реактора WGSR технологический поток обрабатывают в установке для удаления пара или в установке обезвоживания, далее обезвоживание обозначается как De-W. В частности, такая установка для удаления пара состоит из устройства, в котором вода, содержащаяся в обрабатываемом в нем технологическом потоке, удаляется путем конденсации.

Далее технологический поток, выходящий из установки обезвоживания, направляют в установку короткоциклового адсорбции, далее обозначено как PSA. В частности, установка PSA означает установку, способную отделять по меньшей мере  $H_2$  и  $CO_2$ , чтобы максимизировать производство  $H_2$ , который будет использоваться на следующих этапах. Отделенный водород, например, направляют в установку гидрообессеривания, далее обозначена как HDS, например, в каталитическую установку типа установки Клауса, для удаления серы из жидкостей, закачиваемых в скважину, перед их переработкой.

Печь согласно настоящему изобретению, в которой протекает реакция R1, содержит верхнюю конвективную зону, где теплообмен осуществляется путем конвекции. Нижняя часть, представляет собой зону излучения, она содержит топочную камеру с одной или несколькими вертикальными и/или горизонтальными горелками, выполненными с возможностью облучения ряда труб, содержащих катализатор, обычно используемый для проведения реакции R1. Конвективная зона, через которую проходит технологический поток, поступающий в обычную печь, нагревается с помощью конвективного теплообмена отходящими газообразными продуктами горения, образующимися в зоне излучения для сжигания горючих газов в присутствии кислорода. Таким образом, поступающий газообразный технологический поток проходит стадию предварительного нагрева.

Как изложено выше, печь отличается от известной из уровня техники печи тем, что она содержит первый и второй ряд труб. В первом ряду проводится реакция R1, в то время как по второму ряду транспортируются только газы  $H_2S$ . В частности, печь, в соответствии с настоящим изобретением, может быть спроектирована в соответствии с большим количеством вариантов, среди которых первый вариант, безусловно, является предпочтительным.

Первый вариант: конвективный- конвективный (фиг. 1)

В первом варианте осуществления изобретения первый технологический поток А, поступающий в печь 1, содержащий смесь природного газа, предпочтительно метана и пара, обрабатывается таким же образом, как и в описанной выше известной из уровня техники печи SMR-типа. Другими словами, метан и пар, причем последний предпочтительно превышает по отношению к стехиометрическому количеству, сначала проходят через конвективную зону 3, затем через зону излучения 2. При прохождении через зону излучения 2 первый технологический поток подается в первый ряд труб 4, где происходит реакция R1. Первый технологический поток, выходящий из печи 1 со стороны зоны излучения 2, содержит смесь CO и H<sub>2</sub> и, возможно, метан и непрореагировавший пар. Реакцию R1 проводят при температуре между 550 °C и 1050 °C, предпочтительно интервале температур между 750 °C и 900 °C, более предпочтительно реакцию R1 проводят при температуре 800 °C. Для целей осуществления настоящего изобретения давление первого технологического потока внутри печи, по меньшей мере, составляет от 1 до 50 бар, предпочтительно от 10 до 40 бар, и более предпочтительно давление первого технологического потока составляет 20 бар.

Второй технологический поток состоит из смеси кислых газов, содержащих H<sub>2</sub>S. Таким образом, можно обрабатывать кислые газы, увеличивая производство водорода для последующей переработки, такой как, например, гидрообессеривание (HDS), и для уменьшения выбросов CO<sub>2</sub> и других отходов.

Второй технологический поток, поступающий в печь 1, в соответствии с первым вариантом осуществления изобретения, и проходящий через конвективную зону 3, покидает печь 1. Другими словами, второй технологический поток проходит по второму ряду труб 5 в конвективной зоне 3 и покидает печь 1 после прохождения через конвективную зону 3. Следует отметить, что второй ряд труб 5 снабжен катализатором, способным ускорить одну или несколько реакций. Согласно настоящему изобретению, катализатор выбран из гамма-оксида алюминия, никеля, кобальта, молибдена, железа, меди и других известных элементов в катализе при необходимости с подложкой.

#### Второй вариант: конвективно-излучающий (фиг. 2)

Во втором варианте осуществления изобретения первый технологический поток А, поступающий в печь 1, содержащий смесь природного газа, предпочтительно метана и пара, обрабатывается таким же образом, как и в известной из уровня техники печи, типа печи SMR.

Во втором варианте осуществления изобретения второй технологический поток В, содержащий H<sub>2</sub>S, поступает в печь 1 для обработки в конвективной зоне 3 и покидает печь 1, проходя через зону излучения 2. В частности, второй технологический поток В поступает

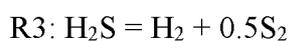
во второй ряд труб 5 и проходит сначала через конвективную зону 3, а затем через зону излучения 2.

Третий вариант - излучающий - излучающий (не показан)

В третьем варианте осуществления изобретения первый технологический поток А, поступающий в печь 1 и содержащий смесь природного газа, предпочтительно метана, и пара, направляют непосредственно в зону излучения 2 и, проходя через ряд труб 4, покидает зону излучения. Кроме того, второй технологический поток В, поступающий в печь и содержащий  $H_2S$ , направляют непосредственно в зону излучения 2 с прохождением через второй ряд труб 5.

Выбор среди вариантов осуществления изобретения может определяться условиями, предусмотренными на этапе проектирования строительства новой установки или при перепроектировании печи 1 в случаях ее реконструкции, когда обычная печь SMR должна быть преобразована в печь в соответствии с настоящим изобретением.

На фиг. 4-6 изображены предпочтительные варианты исполнения установки, содержащей печь 1. В частности, второй входящий технологический поток содержит смесь  $H_2S$ . В частности, второй входящий технологический поток подают во второй ряд труб 5, где проводят реакцию разложения R3:



Для целей настоящего изобретения в части печи, в которой протекает реакция парового риформинга метана R1, обозначается как SMR, в то время как в другой части печи, в которой протекает реакция каталитического разложения сероводорода R3, далее обозначается, как SACS.

Следовательно, печь 1 содержит печь SMR и секцию, в которой происходит вышеупомянутая реакция, обозначенная далее аббревиатурой SACS.

Реакция R3 предпочтительно протекает в конвективной зоне 3 печи 1 с регулируемой температурой, это обеспечивается катализатором, содержащимся во втором ряду труб 5.

Преимущества заключаются в том, что реакция R3 обеспечивает практически полное превращение (около 97 %)  $H_2S$  в водород и элементарную серу.

В частности, реакцию R3 проводят в диапазоне температур от 300°C до 1050°C, предпочтительно между 400°C и 900°C, более предпочтительно между 500°C и 750°, наиболее предпочтительно реакцию R3 проводят при температурах от 600 до 650 °C.

Давление второго технологического потока внутри печи, по меньшей мере, находится в диапазоне от 0,01 бар до 50 бар, предпочтительно от 0,5 бар до 25 бар, более предпочтительно от 1 бар до 5 бар.

В соответствии с настоящим изобретением время пребывания второго технологического потока внутри секции каталитического расщепления сероводорода (SACS) составляет, по меньшей мере, от 0,01 до 5 секунд, предпочтительно от 0,1 до 2 секунд.

В этом случае второй технологический поток, выходящий из упомянутого второго ряда труб, секции SACS, содержащий смесь непрореагировавших  $H_2$ ,  $S_2$ ,  $H_2S$ , направляется в установку сероочистки (De-S), где  $S_2$  частично отделяется конденсацией от смеси.

Возможно обеспечить рекуперацию энергии внутри конвективной секции для повышения температуры, адаптированной к каталитической конверсии R3, например, оставляя конверсионные трубы мешков ниже предварительно установленной температуры рекуперационных теплообменников, чтобы обеспечить максимальную подачу тепла для конверсии.

В случае значительного расхода  $H_2S$  возможно предусмотреть полностью отделенный блок, состоящий, в свою очередь, из собственной топочной камеры.

Предпочтительно, поскольку другие продукты реакции и/или побочные продукты отсутствуют, селективность всего процесса выхода водорода равна 100 %, а полный выход осуществлен благодаря рециркуляциям, описанным ниже.

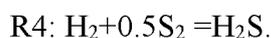
Технологический поток, выходящий из установки сероочистки (De-S) и содержащий смесь  $H_2S$  и небольшое процентное содержание  $H_2S$ , обрабатывается в соответствии с одним из следующих режимов осуществления:

- при первом режиме реализации смесь направляют в блок Очистки-3, в котором  $H_2S$  отделяют от  $H_2$ . Впоследствии  $H_2S$  рециркулируют и транспортируют во второй технологический поток, поступающий в указанную печь, где происходит реакция R3. В то время как водород, выходящий из блока Очистки-3, транспортируется с технологическим потоком, выходящим из блока обезвоживания (De-W), при необходимости, на вход установки короткоциклового адсорбции;

- на втором режиме реализации смесь направляют в установку короткоциклового адсорбции под давлением (PSA);

- при третьем режиме реализации смесь направляют в установку гидрообессеривания HDS.

Предпочтительно, технологический поток, выходящий из установки сероочистки (De-S) и содержащий  $S_2$ ,  $H_2$  и непрореагировавший  $H_2S$ , подают в реактор для проведения реакции гидрогенизации R4 остаточных паров серы:



Смесь, выходящую из реактора, в котором происходит гидрирование паров серы,

содержащих  $H_2$  и  $H_2S$ , затем обрабатывают в соответствии с различными перечисленными выше режимами.

Преимущество заключается в том, что комбинация SMR+ SACS позволяет активировать рециркуляцию водорода внутри установки. Такая рециркуляция, в свою очередь, снижает нагрузку метана на входе в секцию SACS с рядом вторичных преимущественных эффектов:

- Уменьшение количества пара, подаваемого в установку;
- Уменьшение количества метана, подаваемого в топочную камеру;
- Снижение стехиометрического горения в топочной камере.

В дополнение к уже упомянутому уменьшению поступления метана, такие эффекты способствуют снижению количества отходящего газа, выходящего из секции SACS, и количества  $CO_2$ , образующегося в установке PSA. К этим преимуществам добавляется сокращение дополнительных выбросов из-за отсутствия сжигания  $H_2S$ , которое осуществляют в известных из уровня техники установках для извлечения серы (SRU), таких как, например, как установки для осуществления процесса Клауса.

Следует отметить, что в различных вариантах осуществления изобретения, изображенных на фиг. 4-6, возможно, первый и, безусловно, второй технологический поток, входящие в указанную печь, поступают, по меньшей мере, из блока очистки, в который поступает неочищенный природный газ, содержащий смесь метана,  $CO_2$  и  $H_2S$ .

В частности, газовая смесь первого технологического потока, содержащая метан с добавлением пара, для проведения реакции риформинга обрабатывается блоком очистки, выполненным с возможностью отделения  $H_2S$ ,  $CO_2$  от метана.

Предпочтительно, неочищенный природный газ обрабатывают в первом блоке очистки-1, выполненным с возможностью отделения  $H_2S$  от смеси, содержащей природный газ и  $CO_2$ . Таким образом,  $H_2S$  направляют в качестве второго технологического потока в секцию SACS, в то время как смесь, содержащая природный газ и  $CO_2$ , направляют во второй блок очистки-2, выполненный с возможностью отделения  $CO_2$  от природного газа. Таким образом, отделенный природный газ направляют в печь SMR, что и первый технологический поток, в то время как отделенный  $CO_2$  повторно используют или перерабатывают.

**СРАВНИТЕЛЬНЫЙ ПРИМЕР МЕЖДУ ОБЫЧНЫМ ПРОЦЕССОМ SMR (фиг. 3) И ПРОЦЕССОМ SMR+SACS В СООТВЕТСТВИИ С НАСТОЯЩИМ ИЗОБРЕТЕНИЕМ (фиг. 4)**

Моделирование установки SMR+SACS было выполнено с помощью DSmoke, программы для ЭВМ для анализа и проверки термических систем преобразования (пиролиз

и сжигание), разработанной в Центре устойчивого проектирования технологических процессов (SUPER) Миланского политехнического университета. DSmoke это программное обеспечение, основанное на кинетической (30 тыс. реакций) и термодинамической (NIST) базе данных, подтвержденной экспериментальными данными и промышленно имеющейся в более чем 40 приложениях. Результаты анализа DSmoke были интегрированы в пакет моделирования PRO/II (от Schneider-Electric).

#### SMR известный вариант

Выбранный обычный вариант для оценки и сравнения характеристик процесса SMR с новым аппаратом SACS (рассмотрен в следующем примере) представлен в таблице 1. В известном варианте, который характеризуется блок-схемой на фиг. 3, обычная печь SMR, в которой второй ряд труб отсутствует, таким образом, способ осуществляют без секции SACS, и соответствующие результаты, полученные с помощью пакета моделирования PRO/II ® (от Schneider-Electric), обобщены на фиг. 7. В частности, можно отметить, что производство водорода с помощью SMR составляет 228,4 кг/ч.

Таблица 1. Расход и состав газа, поступающего из газового месторождения (Каспийское море)

	<b>Мольный состав</b>	<b>Мол. расх. [кмоль/ч]</b>	<b>Весов. расх. [кг/ч]</b>	<b>Весов. расх. [т/день]</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	2.00%	31.250	875.000	21.000
<b>CO<sub>2</sub></b>	15.00%	234.375	10312.500	247.500
<b>H<sub>2</sub>S</b>	25.00%	390.625	13281.250	318.750
<b>CH<sub>4</sub></b>	50.00%	781.250	12500.000	300.000
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	2.00%	31.250	937.500	22.500
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	1.00%	15.625	687.500	16.500
<b>C<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	1.00%	15.625	906.250	21.750
<b>C<sub>5</sub>H<sub>12</sub></b>	1.00%	15.625	1125.000	27.000
<b>C<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	3.00%	46.875	4031.250	96.750
<b>Общее</b>	100.00%	1562.500	44656.250	1071.750

Технологическая схема для процесса SACS+SMR на газовом месторождении представлена на фиг. 4. С помощью изобретения, каталитического разложения сероводорода (SACS), не только получают природный газ (NG), поступающий из блока очистки, но, в отличие от известного из уровня техники процесса SMR, также получают потоки H<sub>2</sub>S в области каталитических труб, расположенных в конвективной зоне 3 и предназначенных для конверсии R3. Сточные воды, выходящие из секции SACS, направляют в известные установки для отделения серы, и после отделения непрореагировавших продуктов и их рециркуляции на вход в секцию SACS полученный водород направляют на следующие стадии из секции WGSR, поступая в установку PSA или непосредственно в установку HDS при условии избытка водорода.

Полученный таким образом водород представляет собой вклад в расход, полученный в результате обычного преобразования риформинга R1, и дополнительную часть, полученную в результате реакции R3. При необходимости водород, полученный с помощью R3, может способствовать корректировке  $H_2/CO$  синтез-газа, полученного в результате реакции R1, например, в случае химического синтеза.

Преимущества, полученные с помощью пакета моделирования PRO/II ® (от Schneider-Electric), обобщены на фиг. 8. Анализ проводится с помощью SACS при 600 °C и 1,8 бар, с однократной конверсией для каждой отдельной трубы, равной 97%, и последующей переработкой непрореагировавших продуктов. В итоге устанавливают, что соблюдение условий и подвод реагентов с применением принципов известного из уровня техники способа SMR в настоящем изобретении SACS+SMR позволяет:

5. Увеличить производство водорода с 228,4 кг/ч до 261,05 кг/ч (+14,3%)
6. Уменьшить расход пара для установки парового риформинга (-28,6%)
7. Сократить выброс отходящих газов в атмосферу по сравнению с традиционным способом SMR (-23,6%)
8. Сокращение выбросов  $CO_2$  от установки PSA (-14,3 %)

Поскольку одноразовая конверсия превышает 96 %, также могут быть разработаны другие режимы реализации изобретения с использованием секции SACS (фиг. 5 и 6). Действительно, можно исключить разделительный блок очистки-3 и направить поток непосредственно в установку PSA после удаления элементарной серы. В этом случае установка PSA сама удалит оставшийся  $H_2S$ .

В качестве дополнительной альтернативы, исключив процесс очистки-3, возможно направить поток водорода с остаточным  $H_2S$  непосредственно в установку HDS. Такой вариант осуществления изобретения более предпочтительный, поскольку водородный потенциал  $H_2S$  полностью восстанавливается благодаря технологическим циклам, уже существующим на нефтеперерабатывающих заводах/газовых месторождениях.

## ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Печь (1) для газовых промыслов, риформинга на нефтеперерабатывающих заводах или производства водорода путем газификации, содержащая:

- зону излучения (2),

- конвективную зону (3),

- первый (4) и, по меньшей мере, второй ряды труб (5), через которые проходят, по меньшей мере, два отделенных потока технологического газа (А) и (Б) соответственно, при этом:

- первый технологический поток (А) поступает в указанную печь (1) через конвективную зону (3) и, протекая через упомянутый первый ряд труб (4), покидает указанную печь через зону излучения (2), или, в качестве альтернативы, указанный первый технологический поток поступает в указанную печь (1) через зону излучения (2) и, протекая через первый ряд труб (4), покидает указанную печь через зону излучения (2);

- по меньшей мере второй технологический поток (В) поступает в указанную печь (1) через конвективную зону (3), проходящую через упомянутый второй ряд труб (5), и покидает указанную печь (1) через конвективную зону (2);

- упомянутый второй ряд труб (5) изготовлен из материала, стойкого к воздействию нефтяных газов.

2. Печь по п.1, характеризующаяся тем, что упомянутый второй ряд труб (5) содержит катализатор.

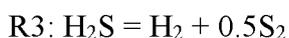
3. Способ производства синтез-газа путем парового риформинга из метана, включающий следующие этапы, осуществляемые в печи (1) по п.п. 1 или 2:

- первый технологический поток (А), содержащий смесь метана и пара, поступает в указанную печь (1) и проходит по первому ряду труб (4), при этом в зоне излучения синтез-газ получают в соответствии с реакцией парового риформинга R1 (SMR):



где упомянутый ряд труб (4), по меньшей мере, в зоне излучения (2), содержащий пучок труб, включающих катализатор, обеспечивающий возможность проведения реакции R1;

- второй поток (В), состоящий из нефтяных газов, содержащих  $H_2S$ , течет во втором ряду труб (5), в котором в конвективной зоне (3) происходит реакция R3 (SACS):



и катализатор, содержащийся в указанном втором ряду труб (5), выбран из гамма-оксида алюминия и никеля, кобальта, молибдена, железа, при необходимости с подложкой.

4. Способ по п.3, характеризующийся тем, что реакция R3 протекает по меньшей

мере при температуре в диапазоне от 300°C до 1050°C, предпочтительно в диапазоне между 400°C и 900°C, более предпочтительно в диапазоне между 500°C и 750°C, наиболее предпочтительно реакция R3 протекает при температуре 600-650°C.

5. Способ по п.п. 3 или 4, характеризующийся тем, что давление второго технологического потока (B) внутри печи находится, по меньшей мере, в диапазоне от 0,01 бар до 50 бар, предпочтительно от 0,5 бар до 25 бар, и более предпочтительно от 1 бар до 5 бар.

6. Способ по любому из п.п.3-5, характеризующийся тем, что дополнительно включает этап, на котором:

- второй технологический поток (B)/(SACS), выходящий из упомянутого второго ряда труб и содержащий смесь H<sub>2</sub>, S<sub>2</sub> и непрореагировавшего H<sub>2</sub>S, направляют в установку сероочистки (De-S), где S<sub>2</sub> частично отделяют от смеси путем конденсации.

7. Способ по п.6, характеризующийся тем, что дополнительно включает этап, на котором:

- первый технологический поток, выходящий из печи (1), направляют в реактор для конверсии водяного газа (WGSR),

где происходит реакция конверсии окиси углерода в двуокись углерода R2:



- технологический поток, выходящий из реактора для конверсии водяного газа (WGSR), направляют в блок обезвоживания (De-W);

- технологический поток, выходящий из блока обезвоживания (De-W), направляют в установку короткоцикловой адсорбции (PSA), где отделяют CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>.

8. Способ по п.7, характеризующийся тем, что дополнительно включает следующий этап, на котором:

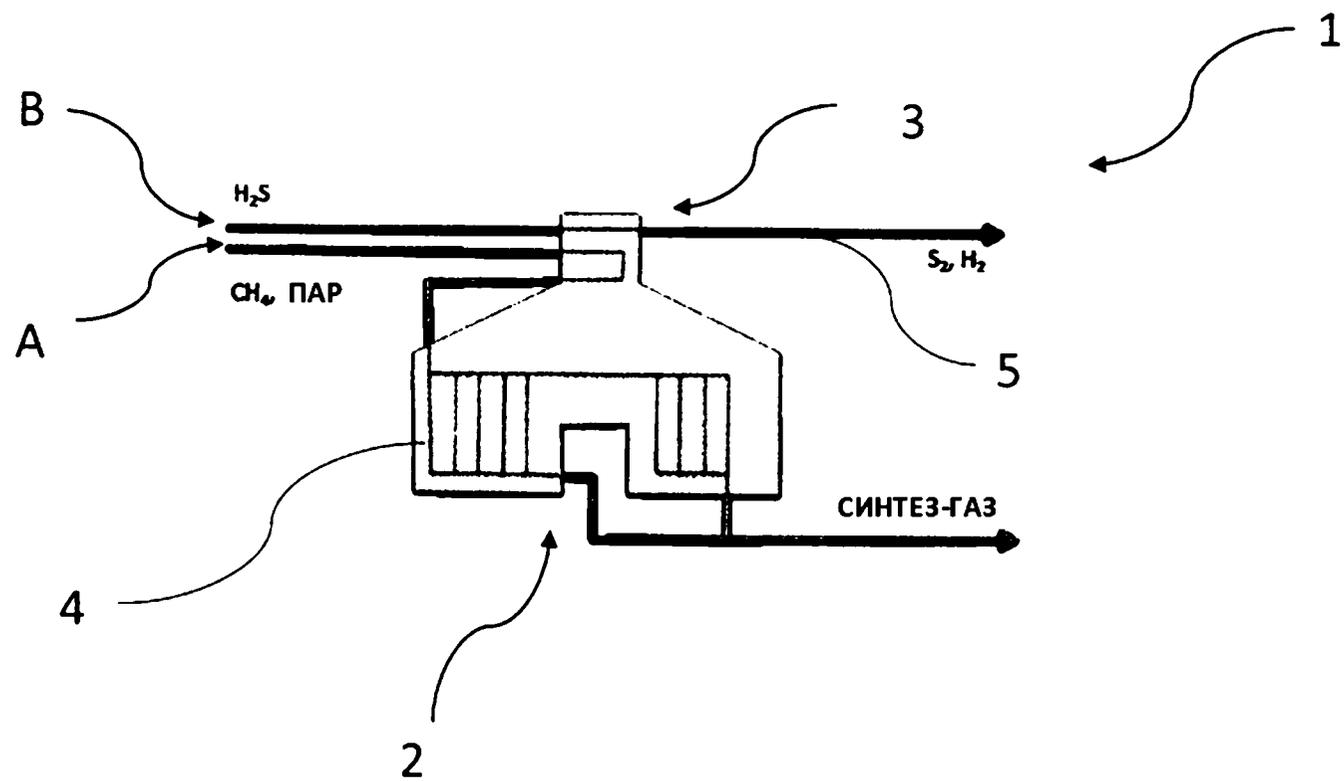
- смесь, которая на выходе из установки сероочистки содержит H<sub>2</sub>S и H<sub>2</sub>, в соответствии с п. 5, направляют в блок очистки (очистки-3), в котором H<sub>2</sub>S отделяют от H<sub>2</sub>,

- H<sub>2</sub>, который выходит из блока очистки (очистки-3), направляют с технологическим потоком, покинувшим блок обезвоживания (De-W), при необходимости, на вход установки короткоцикловой адсорбции (PSA), где H<sub>2</sub> отделяют от CO<sub>2</sub>.

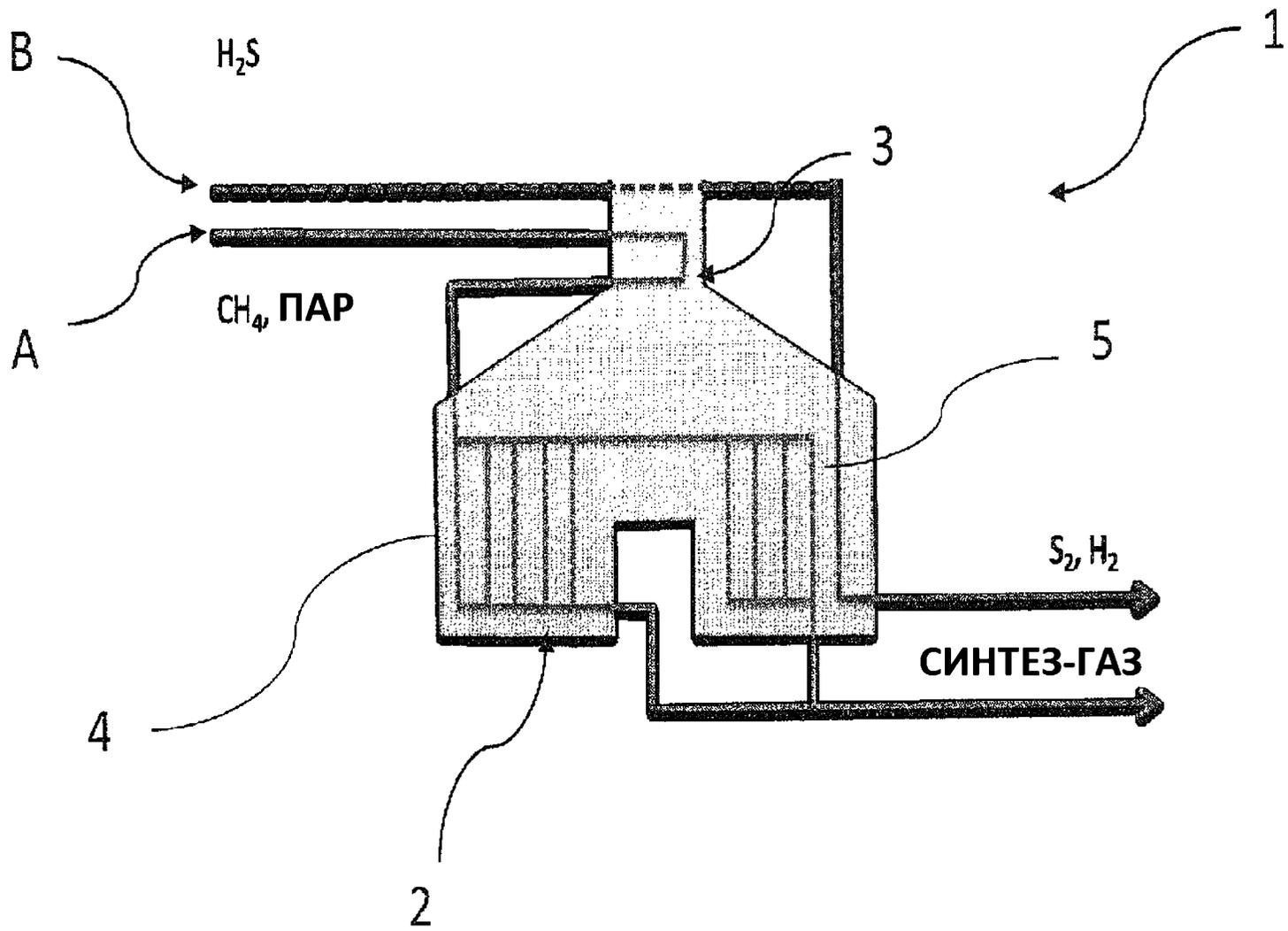
9. Способ по п.7, характеризующийся тем, что смесь, выходящую из установки сероочистки, содержащую H<sub>2</sub>S и H<sub>2</sub>, направляют в установку короткоцикловой адсорбции (PSA).

10. Способ по п.7, характеризующийся тем, что смесь, выходящую из установки сероочистки, содержащую H<sub>2</sub>S и H<sub>2</sub>, направляют непосредственно в установку гидрообессеривания (HDS).

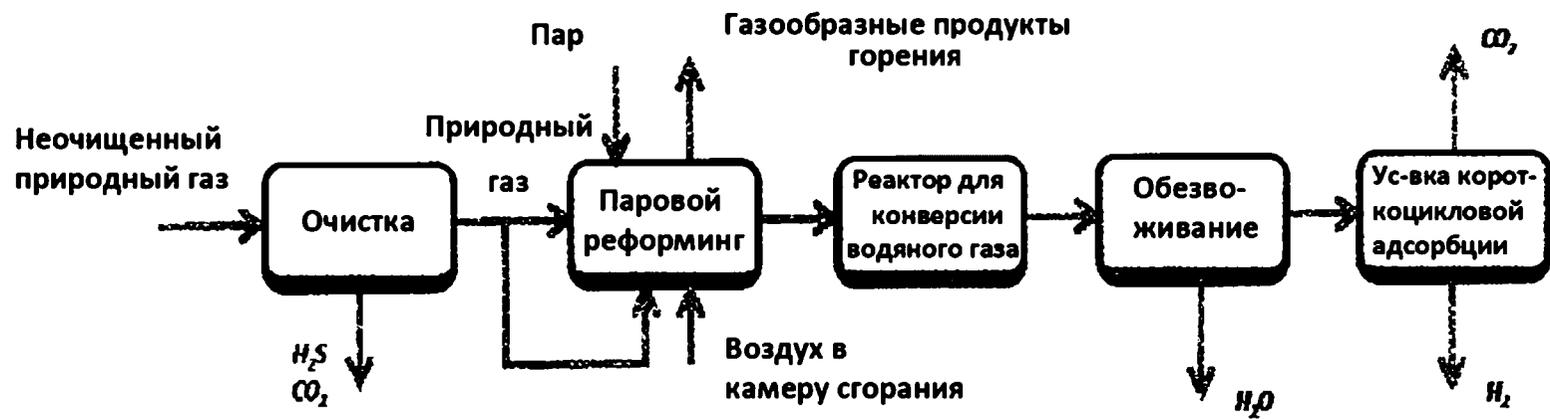
11. Способ по любому из пунктов 7-10, характеризующийся тем, что первый и второй технологические потоки, поступающие в указанную печь, поступают по меньшей мере из одного блока очистки (ОЧИСТКА, ОЧИСТКА-1, ОЧИСТКА-2), выполненного с возможностью приема поступающего неочищенного природного газа, содержащего смесь метана,  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$ .



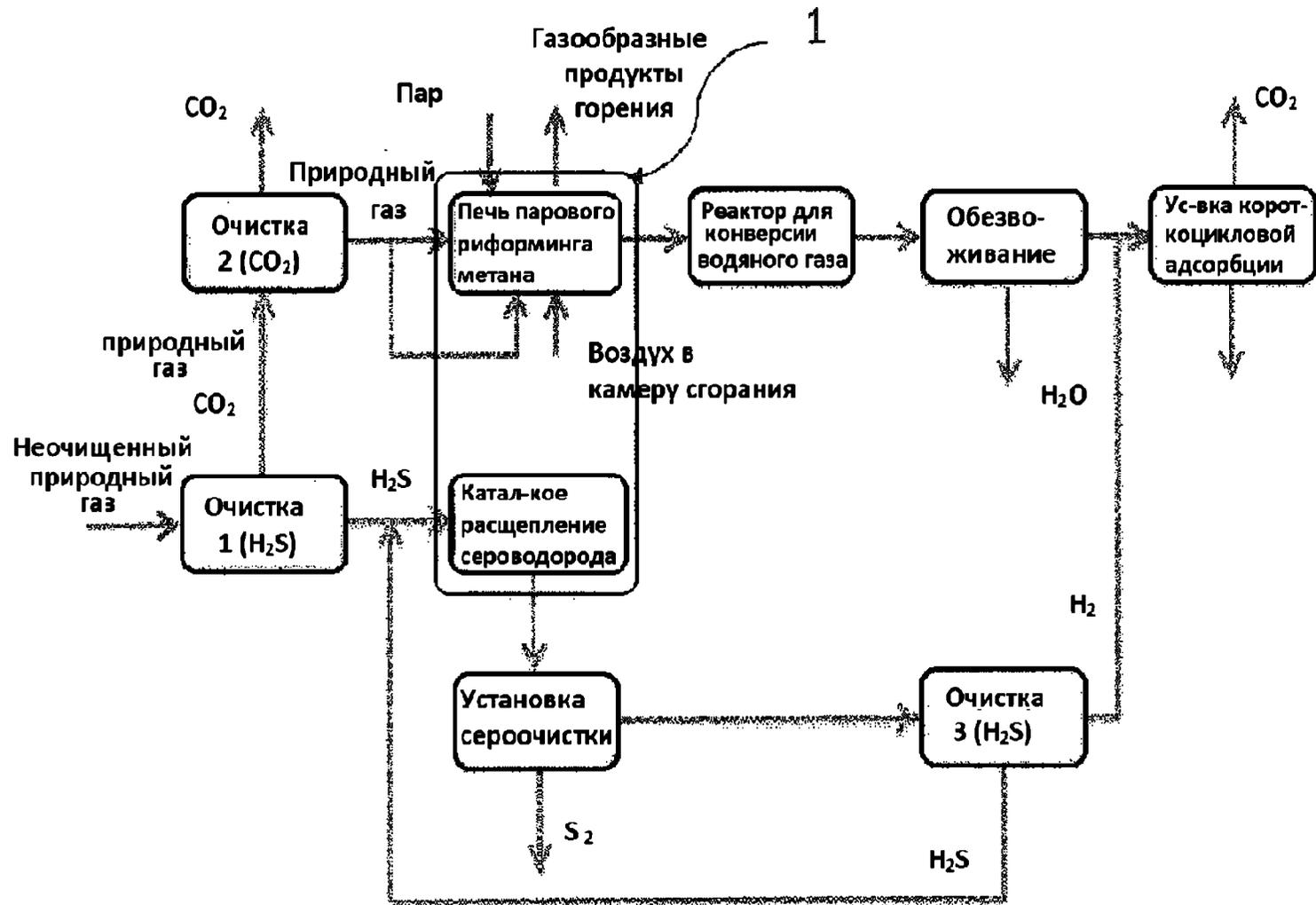
Фиг. 1



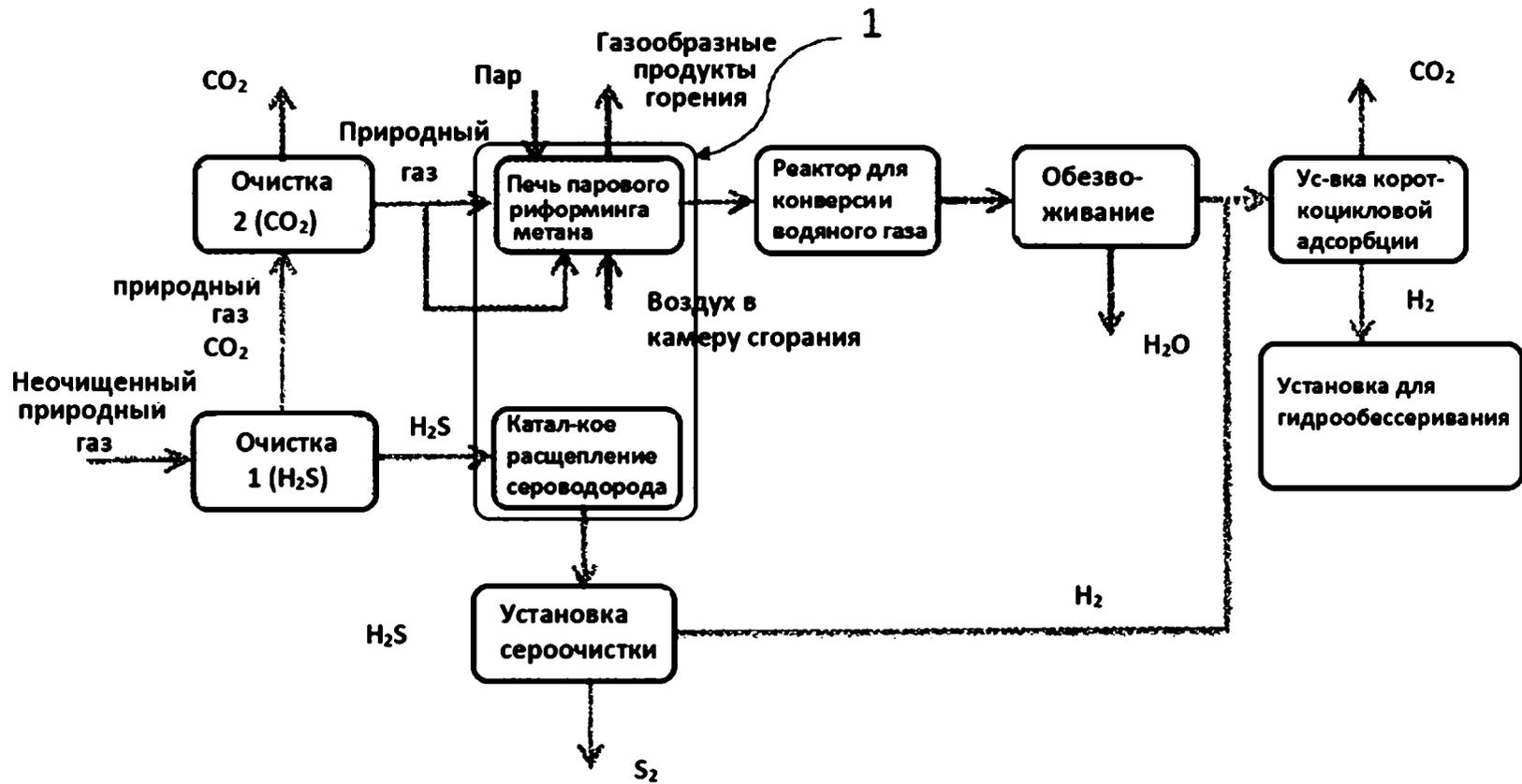
Фиг. 2



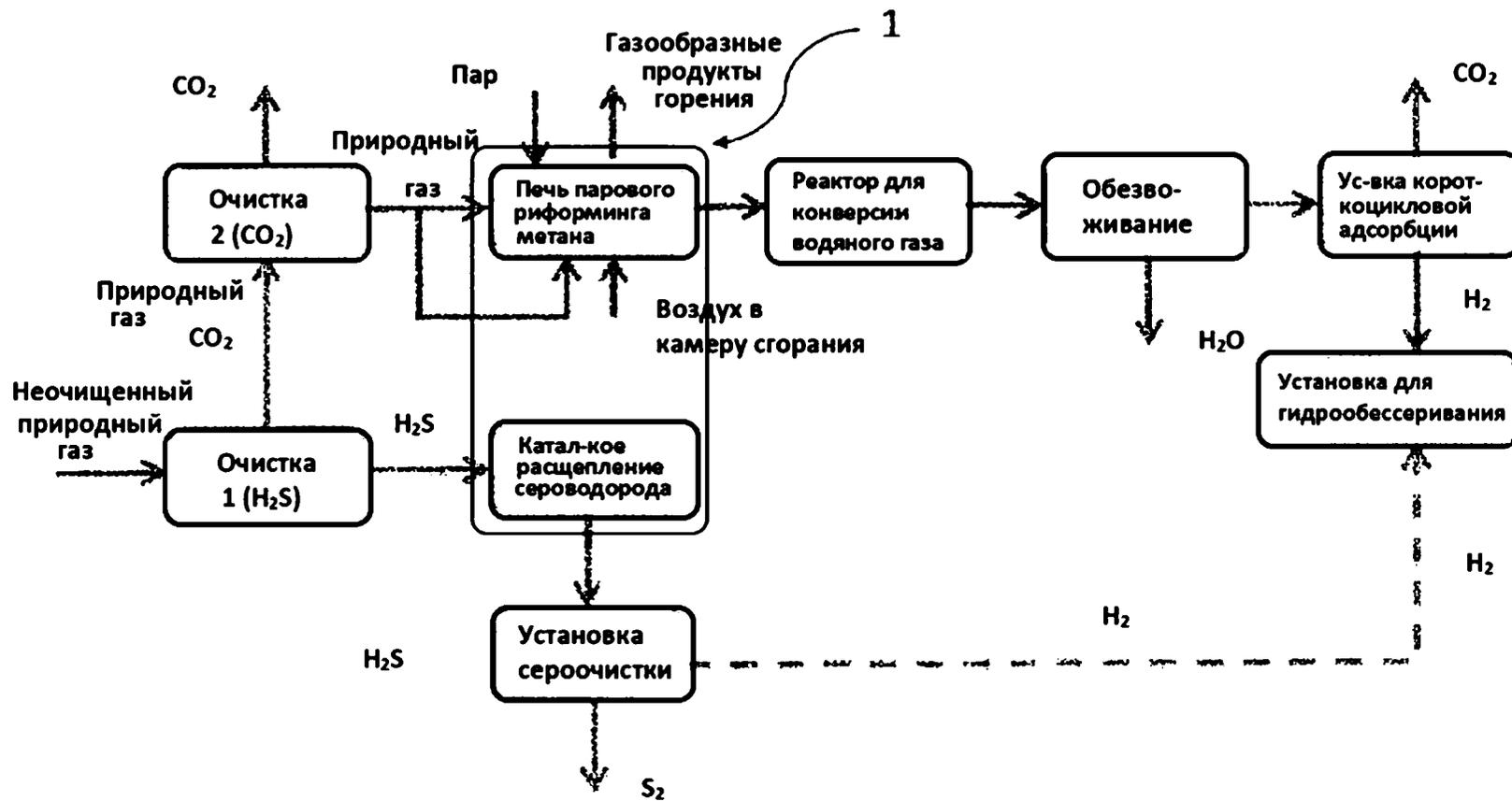
Фиг. 3



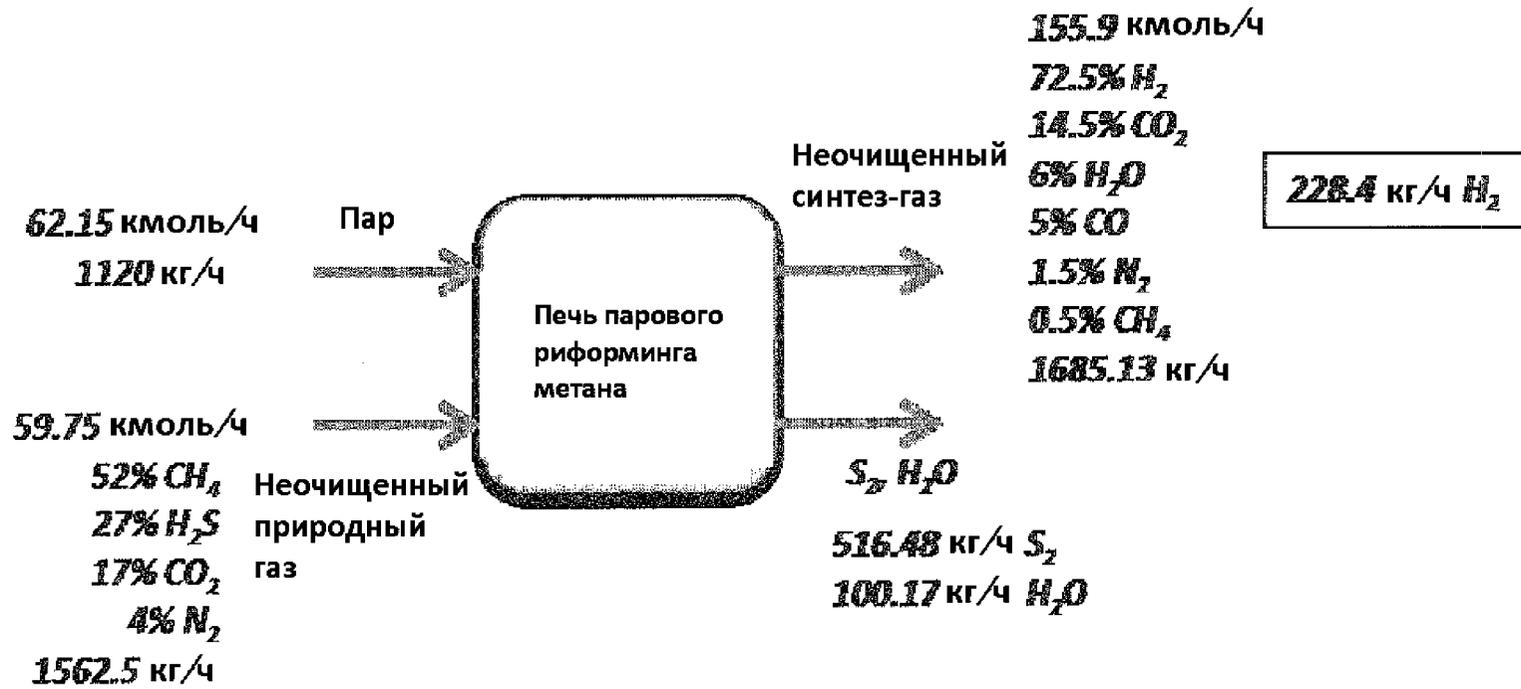
Фиг. 4



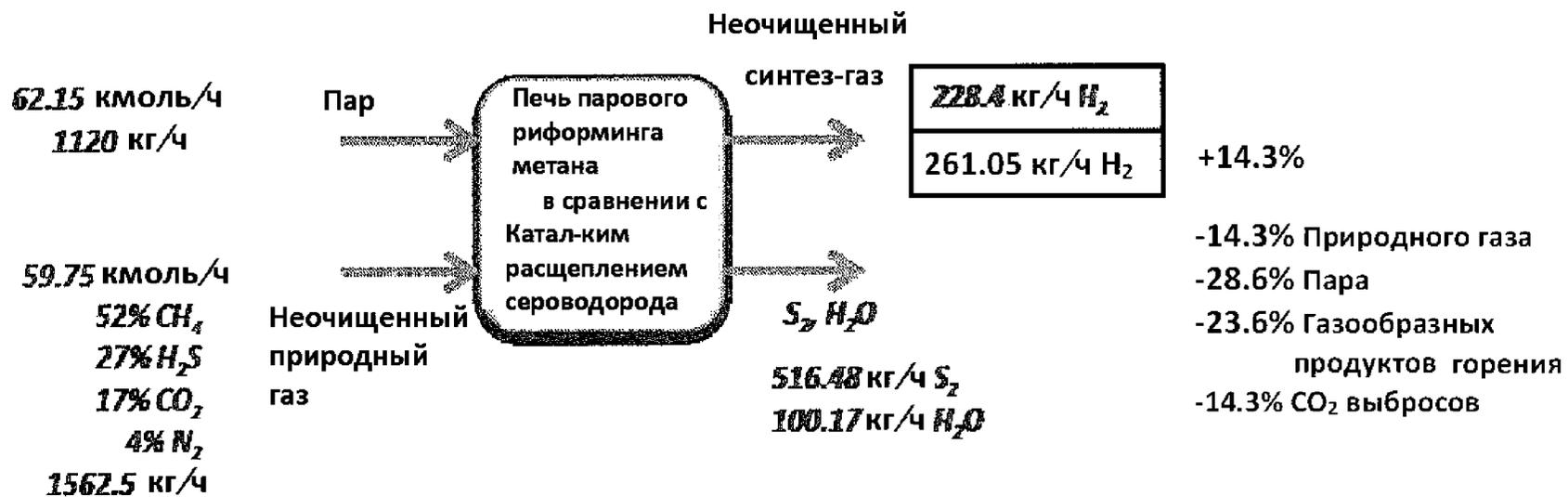
Фиг. 5



Фиг. 6



Фиг. 7



**Фиг. 8**