



(51) МПК
C10G 2/00 (2006.01)
C10G 50/00 (2006.01)
C07C 2/00 (2006.01)

**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
 ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21)(22) Заявка: 2011116821/04, 27.04.2011

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
 27.04.2011

Приоритет(ы):

(22) Дата подачи заявки: 27.04.2011

(45) Опубликовано: 20.08.2012 Бюл. № 23

(56) Список документов, цитированных в отчете о
 поиске: RU 2333238 C2, 10.09.2008. RU 2175961
 C2, 20.11.2001. RU 64210 U1, 27.06.2007. US
 20080210596 A1, 04.09.2008. US 6797243 B2,
 28.09.2004. US 6380268 B1, 30.04.2002.

Адрес для переписки:

630090, г.Новосибирск, ул. Институтская, 4/1,
 Учреждение РАН ИТПМ СО РАН

(72) Автор(ы):

**Мысов Владислав Михайлович (RU),
 Лукашов Владимир Петрович (RU),
 Фомин Владимир Викторович (RU),
 Ионе Казимира Гавриловна (RU),
 Ващенко Сергей Петрович (RU),
 Соломичев Максим Николаевич (RU)**

(73) Патентообладатель(и):

**Учреждение Российской академии наук
 Институт теоретической и прикладной
 механики им. С.А. Христиановича
 Сибирского отделения РАН (ИТПМ СО
 РАН) (RU),
 Закрытое акционерное общество
 "Сибирская технологическая компания
 "ЦЕОСИТ" (RU),
 Общество с ограниченной
 ответственностью "МетанЭнергоРесурс"
 (ООО "МетанЭнергоРесурс") (RU)**

(54) СПОСОБ ПЕРЕРАБОТКИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ (ВАРИАНТЫ)

(57) Реферат:

Изобретение относится к способам переработки органического сырья, в том числе газообразного, твердого и жидкого сырья с получением высокооктанового бензина и/или другой высоколиквидной химической продукции и сопутствующим производством электрической и тепловой энергии. Изобретение касается способа плазменной переработки сырья в электродуговом плазмотроне, основанной на взаимодействии сырья с кислородом или кислородом и водяным паром с получением синтез-газа, стадией конверсии синтез-газа и использованием вспомогательных стадий - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха. Поток газообразного углеводородного сырья вместе с водородом, выделенным из сдувочного газа со стадии конверсии синтез-газа, нагревают и направляют на стадию гидрирования и

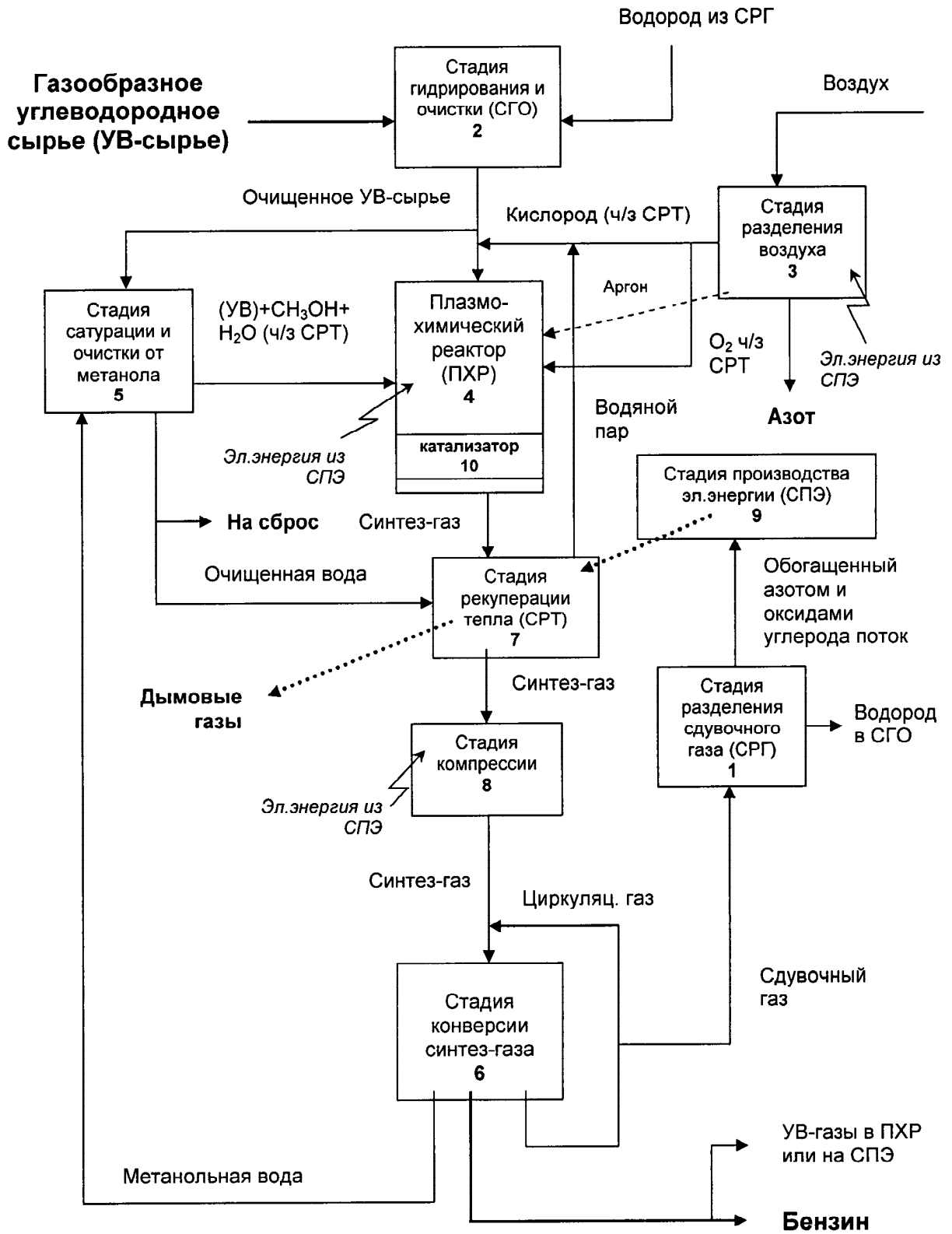
очистки, при этом одну часть очищенного углеводородного сырья вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть очищенного углеводородного сырья с температурой 200-400°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретыми кислородом или кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения плазмохимического реактора, куда поступают продукты превращения первой части очищенного углеводородного сырья. Полученную газовую смесь с температурой 800-1500°C подают на катализатор конверсии углеводородов, расположенный в плазмохимическом реакторе или в реакторе риформинга, с получением

синтез-газа, который охлаждают на стадии рекуперации тепла и после прохождения стадии компрессии направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм на бифункциональном катализаторе при средней температуре в реакторе 360-420°С и рециркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многостадийном охлаждении выходящего из реактора газа до 10-30°С и конденсации целевого органического продукта, например,

бензиновой фракции и побочных продуктов - метанольной воды и углеводородных газов, которые подают в плазмохимический реактор или на стадию производства электроэнергии. Изобретение также относится к варианту способа плазменной переработки сырья. Технический результат - повышение эффективности переработки органического сырья, максимальное использование энергетического потенциала сырья при обеспечении экологической чистоты производства. 2 н. и 9 з.п. ф-лы, 7 ил., 6 пр.

RU 2 4 5 8 9 6 6 C 1

RU 2 4 5 8 9 6 6 C 1



Фиг. 4

RU 2458966 C1

RU 2458966 C1



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(51) Int. Cl.
C10G 2/00 (2006.01)
C10G 50/00 (2006.01)
C07C 2/00 (2006.01)

(12) ABSTRACT OF INVENTION

(21)(22) Application: **2011116821/04, 27.04.2011**

(24) Effective date for property rights:
27.04.2011

Priority:

(22) Date of filing: **27.04.2011**

(45) Date of publication: **20.08.2012 Bull. 23**

Mail address:

**630090, g.Novosibirsk, ul. Institutskaja, 4/1,
Uchrezhdenie RAN ITPM SO RAN**

(72) Inventor(s):

**Mysov Vladislav Mikhajlovich (RU),
Lukashov Vladimir Petrovich (RU),
Fomin Vladimir Viktorovich (RU),
Ione Kazimira Gavrilovna (RU),
Vashchenko Sergej Petrovich (RU),
Solomichev Maksim Nikolaevich (RU)**

(73) Proprietor(s):

**Uchrezhdenie Rossijskoj akademii nauk Institut
teoreticheskoj i prikladnoj mekhaniki im. S.A.
Khristianovicha Sibirskogo otdelenija RAN (ITPM
SO RAN) (RU),
Zakrytoe aktsionernoe obshchestvo "Sibirskaja
tehnologicheskaja kompanija "TsEOSIT" (RU),
Obshchestvo s ogranichennoj otvetstvennost'ju
"MetanEhnergoResurs" (OOO
"MetanEhnergoResurs") (RU)**

(54) METHOD OF PROCESSING ORGANIC MATERIAL (VERSIONS)

(57) Abstract:

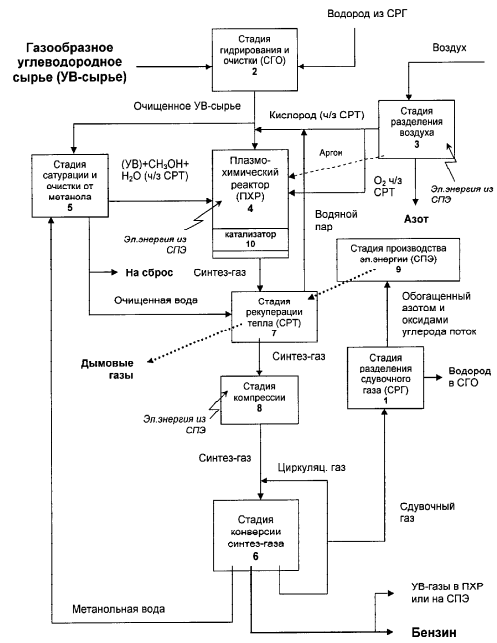
FIELD: chemistry.

SUBSTANCE: invention relates to a method for plasma processing of material in an electric arc plasmatron, based on reaction of the material with oxygen or oxygen and water vapour to obtain synthetic gas, a step for converting the synthetic gas and using auxiliary steps - heat recirculation, electric power generation, purification and compression of the synthetic gas, separation of gases and air. The stream of gaseous hydrocarbon material together with hydrogen, separated from relief gas from the synthetic gas conversion step, is heated and fed to the hydrogenation and purification step, wherein one part of the purified hydrocarbon material, together with oxygen or oxygen and water vapour separated from air, is fed into at least one electric arc plasmatron of a plasma-chemical reactor, and the other part of the purified hydrocarbon material at temperature 200-400°C is fed to a step for saturation and purification from methanol, where the gas stream is brought into contact with methanol water which is fed to the synthetic gas conversion step, heated at the heat recirculation step and

together with heated oxygen or oxygen and water vapour is fed into the mixing chamber of the plasma-chemical reactor, into which products of converting the first part of the purified hydrocarbon material is fed. The obtained gas mixture at temperature 800-1500°C is fed to a hydrocarbon conversion catalyst lying in the plasma-chemical reactor or in a reforming reactor, to obtain synthetic gas which is cooled at the heat recirculation step and after passing through the compression step, is fed into the catalytic reactor of the synthetic gas conversion step. The synthetic gas conversion step is carried out under pressure of 40-120 atm on a bifunctional catalyst with average temperature in the reactor of 360-420°C and recirculation of gaseous products of reaction and unreacted components of the synthetic gas with multi-step cooling of the gas coming out of the reactor to 10-30°C and condensation of the organic end product, for example, a gasoline fraction and by-products - methanol water and hydrocarbon gases which are fed into the plasma-chemical reactor or to the electric power generation step. The invention also relates to a version of the method for plasma processing of material.

EFFECT: high efficiency of processing organic material, maximum utilisation of the energy potential of the material while ensuring ecologically clean production.

11 cl, 7 dwg, 6 ex



Фиг. 4

RU 2 4 5 8 9 6 6 C 1

RU 2 4 5 8 9 6 6 C 1

Изобретение относится к органической химии, в частности к способам переработки органического сырья, в том числе углеводородного сырья, в химические продукты, а именно к способам переработки газообразного, твердого и жидкого органического сырья с получением высокооктанового бензина и/или другой высоколиквидной химической продукции и сопутствующим производством электрической и тепловой энергии.

Использование природного и попутного нефтяного (ПНГ) газов, угля, мазута и других альтернативных источников органического сырья для получения моторных топлив, тепловой и электрической энергии является приоритетным направлением развития газохимии и энергетики в большинстве развитых стран мира.

Проблема использования ПНГ связана с участием Российской Федерации в Рамочной Конвенции ООН об изменении климата и Киотском протоколе, предусматривающем использование экономических механизмов (торговлю квотами и реализацию совместных проектов) для решения глобальных экологических проблем. Сокращение объемов ПНГ, бесполезно сгорающих в факелах, повлечет снижение эмиссии парниковых газов в атмосферу, что позволит России подойти к реализации механизмов Киотского протокола с очень благоприятными стартовыми условиями.

Важной стадией процесса превращения метана и его гомологов в органические жидкие или легко сжижаемые продукты является стадия получения синтез-газа. Существуют различные технологии окислительной конверсии метана и его гомологов с образованием водорода и оксидов углерода, такие как паровой и пароуглекислотный риформинг, частичное окисление и их комбинации друг с другом в одном или нескольких реакторах с последующим превращением синтез-газа в ДМЭ или жидкие моторные топлива (патент РФ №2226524, С07С 1/4, 2002 г.). Для полного превращения метана применяют катализаторы на основе никеля или высокие температуры (выше 1200°C).

Перспективной разновидностью высокотемпературных способов переработки метана и его гомологов в синтез-газ являются различные варианты плазменных технологий, применяемые в патентах РФ и других стран (патенты РФ №2075432, С01В 3/24, 1992 г.; №2318722, С01В 3/24, 2006 г.; №2099392, С10J 3/18, 1995 г.; патенты США №6923890, С10G 35/00, 2002 г.; №6884326 В01J 12/08, 2002 г.; №6007742, В01J 19/08, 1998 г.; №5993761, С01В 3/00, 1998 г.; патент Франции №2689116, В01J 12/08, 1993 г.). Например, согласно патенту Франции №2689116, приготовление синтез-газа осуществляется путем постоянного ввода в реактор CH_4 , паров H_2O и CO_2 (частично диссоциирующего в плазме). Пропорции газов регулируются так, чтобы конечная смесь содержала, по крайней мере, 2 объема H_2 и 1 объем CO . Автотермичность процесса может поддерживаться путем введения небольших количеств O_2 в реакционную смесь. Произведенная смесь ($\text{CO}+2\text{H}_2$) благоприятна для синтеза метанола.

В патентной литературе также представлены альтернативные способы получения жидких углеводородных топлив (бензина, дизтоплива) с использованием плазменной технологии образования ацетилена из метана с дальнейшим превращением ацетилена или продукта его гидрирования - этилена - в метанол, бензин, дизтопливо или жидкие углеводороды с преобладанием пентана (патенты США №6130260, С07С 2/76, 1998 г.; №6602920, С07С 2/00, 2001 г.; №7183451, С07С 2/78, 2004 г.; №7667085, С07С 11/28, 2007 г.).

Близким к предлагаемому по своей технической сущности является способ, изложенный в патенте РФ №2175961, С07С 1/12, 2000 г. В способе проводят конверсию

метана в синтез-газ и гетерогенно-каталитическую полимеризацию синтез-газа в жидкое топливо. Конверсию метана осуществляют в плазменной трубе при 3-5 атм, 1175-1225°C в присутствии кислородсодержащего газа, при этом содержание кислорода по массе в два раза превышает содержание метана. Полимеризацию
5 проводят последовательно пропуская синтез-газ над хром-никелевым катализатором и цеолитным катализатором при 65-78 атм и 140-160°C. Из полученного продукта выделяют смесь предельных углеводородов C₅-C₁₀. Существенным недостатком
10 данного способа является незаконченность процесса синтеза жидкого моторного топлива, т.к. смесь предельных углеводородов C₅-C₁₀ не является товарным бензином из-за низкого октанового числа и требуются дополнительные стадии переработки фракции предельных углеводородов C₅-C₁₀ в высокооктановые компоненты бензина - ароматические и изомеризованные углеводороды C₅-C₁₀.

Близким к предлагаемому по своей технической сущности является способ,
15 изложенный в патенте США №6380268, C07C 27/00, 2000 г. Согласно выбранному прототипу в процессе производства продуктов синтеза Фишера-Тропша из газообразного, жидкого или твердого углеводородного сырья используют высокочастотный плазмотрон, работающий в диапазоне частот 0,37-0,44 МГц.
20 Образующиеся побочно хвостовые газы синтеза Фишера-Тропша и/или выделенный из них CO₂ рециркулируют обратно в плазменный реактор для превращения в синтез-газ совместно с исходным углеводородным сырьем.

Основными недостатками способа являются:

1) способ производства жидких моторных топлив ограничен продуктами синтеза
25 Фишера-Тропша, в составе которых, кроме товарной дизельной фракции, присутствует низкооктановая бензиновая фракция и тяжелый углеводородный остаток (воск); для их практического использования необходимы дополнительные технологические стадии переработки;

2) высокочастотный плазмотрон (ВЧ плазмотрон), работающий в диапазоне
30 частот 0,37-0,44 МГц имеет невысокий коэффициент преобразования подводимой электрической энергии в тепловую энергию продуктов риформинга по сравнению с электродуговым нагревом (~70% против ~90%). Проблематичным является создание ВЧ плазмотронов большой мощности, что необходимо для промышленной
35 реализации плазменного риформинга;

3) по стехиометрии процесса пароуглекислотной конверсии метана необходимо
40 около 20% превращенного углерода возвращать назад на конверсию метана в виде диоксида углерода, сосредоточенного в хвостовых газах, т.е. в используемом процессе синтеза Фишера-Тропша должна быть высокая селективность побочного образования CO₂ из CO;

4) в способе не применяют кислород для компенсации энергозатрат на проведение
процесса пароуглекислотной конверсии метана.

Наиболее близким к предлагаемому по своей технической сущности является
45 способ, изложенный в патенте РФ №2333238, C10J 3/16, 2006 г. В данном способе предложены варианты переработки органических отходов, включающие стадию газификации с получением синтез-газа и твердых неорганических продуктов и каталитическую переработку синтез-газа без или вместе с жидкими органическими
50 отходами с получением газообразных и жидких углеводородов. В качестве газифицирующего агента используют водяной пар или кислород, или водяной пар и кислород, а совместно или раздельно с органическими отходами в синтез-газ перерабатывают также горючий газ (в частности, природный газ). По одному из

вариантов для получения синтез-газа используют плазмотрон и реактор парового каталитического риформинга, по другому варианту - только плазмотрон.

Полученный синтез-газ подвергают каталитической переработке в высокооктановый бензин в двух реакционных зонах, при этом в первой реакционной зоне расположен катализатор, оксидная часть которого и кислотный компонент находятся в

смешанной или раздельной комбинации, а во второй реакционной зоне расположен кислотный катализатор, содержащий цеолит со структурой ZSM-5 или ZSM-11.

Данный способ предназначен для переработки твердых и/или жидких органических отходов, а горючий газ (в частности, природный газ) может быть использован совместно или раздельно с органическими отходами только для оптимизации состава получаемого синтез-газа.

Задачей предлагаемого способа является - повышение эффективности переработки органического сырья, максимальное использование энергетического потенциала сырья и обеспечение экологической чистоты производства.

Поставленная задача может быть решена по любому из двух нижеприведенных основных вариантов.

По первому из них (Вариант 1) поставленная задача решается тем, что переработку органического сырья, в том числе углеводородного сырья, осуществляют путем плазменной переработки сырья в электродуговом плазмотроне, основанной на взаимодействии сырья с кислородом или кислородом и водяным паром с получением синтез-газа, каталитической конверсии синтез-газа и вспомогательных стадий - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, при этом поток газообразного углеводородного сырья вместе с водородом, выделенным из сдувочного газа со стадии конверсии синтез-газа, нагревают и направляют на стадию гидрирования и очистки, при этом одну часть очищенного углеводородного сырья вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть очищенного углеводородного сырья с температурой 200-400°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, при этом процесс теплообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, а очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, при этом выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретыми кислородом или кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения плазмохимического реактора, куда поступают продукты превращения первой части очищенного углеводородного сырья, полученную газовую смесь с температурой 800-1500°C подают на катализатор конверсии углеводородов, расположенный в плазмохимическом реакторе или в реакторе риформинга, с получением синтез-газа, который охлаждают на стадии рекуперации тепла и после прохождения стадии компрессии направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм на бифункциональном катализаторе при средней температуре в реакторе 360-420°C и рециркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многоступенчатом охлаждении выходящего из реактора газа до 10-30°C и конденсации целевого органического продукта, например, бензиновой фракции и побочных продуктов - метанольной воды и углеводородных газов, которые подают на стадию плазмохимической конверсии сырья или на стадию

производства электроэнергии, при этом отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на два потока: водород - направляют на стадию гидрирования и очистки, а обогащенный азотом и оксидами углерода поток - сжигают на стадии производства электроэнергии.

5 По второму из них (Вариант 2) поставленная задача решается тем, что переработку органического сырья, в том числе углеводородного сырья, осуществляют путем плазменной переработки сырья в электродуговом плазмотроне, основанной на взаимодействии сырья с кислородом или кислородом и водяным паром с получением
10 синтез-газа, каталитической конверсии синтез-газа и вспомогательных стадий - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, при этом поток газообразного углеводородного сырья вместе с водородом, выделенным из сдувочного газа со стадии конверсии синтез-газа, нагревают и направляют на стадию гидрирования и очистки, при этом одну часть
15 очищенного углеводородного сырья вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть очищенного углеводородного сырья с температурой 200-400°C подают на стадию сатурации и
20 очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, при этом процесс теплообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, а очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, при этом выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с
25 подогретыми кислородом или кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения плазмохимического реактора, куда поступают продукты превращения первой части очищенного углеводородного сырья, полученную газовую смесь с температурой 800-1500°C подают на катализатор конверсии углеводородов,
30 расположенный в плазмохимическом реакторе или в реакторе риформинга, с получением синтез-газа, который охлаждают на стадии рекуперации тепла и направляют на стадию компрессии; измельченное твердое и/или жидкое органическое сырье вместе с метанольной водой и/или водяным паром или водяным паром и кислородом подают в электродуговой плазмотрон второго плазмохимического
35 реактора, а полученный синтез-газ охлаждают на стадии рекуперации тепла и очищают от соединений серы, смешивают с синтез-газом, полученным из газообразного углеводородного сырья, в определенном соотношении объемов, компримируют и направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа,
40 где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм на бифункциональном катализаторе при средней температуре в реакторе 360-420°C и циркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многоступенчатом охлаждении циркуляционного газа до 10-30°C и конденсации целевого органического продукта, например, бензиновой фракции и
45 побочных продуктов - метанольной воды и углеводородных газов, которые подают на стадию плазмохимической конверсии сырья или на стадию производства электроэнергии, при этом отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на два потока: водород - направляют на стадию гидрирования и очистки газообразного углеводородного сырья, а обогащенный азотом и оксидами углерода поток - сжигают на стадии производства электроэнергии.

Достижение технического результата обеспечивается за счет совокупности следующих отличительных признаков:

1) поток газообразного углеводородного сырья вместе с водородом, выделенным из сдувочного газа со стадии конверсии синтез-газа, нагревают и направляют на стадию гидрирования и очистки;

2) часть очищенного газообразного углеводородного сырья с температурой 200-400°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа;

3) на стадии сатурации и очистки от метанола процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое;

4) выходящий со стадии сатурации и очистки от метанола газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретыми кислородом или кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения первого плазмохимического реактора, куда поступают продукты превращения другой части очищенного углеводородного сырья, а полученную газовую смесь с температурой 800-1500°C подают на катализатор конверсии углеводородов, расположенный в плазмохимическом реакторе или в реакторе риформинга;

5) измельченное твердое и/или жидкое органическое сырье вместе с метанольной водой и/или водяным паром или водяным паром и кислородом подают в электродуговой плазмотрон второго плазмохимического реактора;

5) процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм;

6) перед конденсацией продуктов циркуляционный газ охлаждают в многоступенчатой системе охлаждения до 10-30°C;

7) сдувочный газ, выходящий из циркуляционного контура, разделяют на два потока: водород - направляют на стадию гидрирования и очистки, а обогащенный азотом и оксидами углерода поток - сжигают на стадии производства электроэнергии;

8) в качестве органического сырья используют углеводородное сырье природного или искусственного происхождения, включая широкую фракцию легких углеводородов, попутный нефтяной газ, низконапорный природный газ или природный газ малодебитных месторождений, метановоздушные смеси различного состава с содержанием воздуха до 30 об.% (по Варианту 2), углеводородные газы различных процессов газо- и нефтепереработки, газо- и нефтехимии;

9) в качестве твердого и/или жидкого углеродсодержащего сырья применяют бурый и/или каменный уголь, угольные шлаки, коксовый остаток, древесину, жидкие и/или твердые продукты нефтепереработки, коксо- и нефтехимии;

10) на стадии разделения воздуха получают азот, который направляют на технические нужды и аргон, который используют для защиты электродов плазмотрона.

На фиг.1 - принципиальная схема плазмохимической и каталитической конверсии газообразного органического сырья (углеводородного сырья), совмещенной в одном аппарате - плазмохимическом реакторе.

На фиг.2 - принципиальная схема плазмохимической и каталитической конверсии газообразного органического сырья (углеводородного сырья) при отдельной комбинации процесса в плазмохимическом реакторе и на катализаторе в реакторе риформинга углеводородов.

На фиг.3 - принципиальная схема плазмохимической конверсии твердого или жидкого органического сырья в плазмохимическом реакторе №2.

На фиг.4 - принципиальная схема способа переработки органического сырья по Варианту 1 при совмещенной плазмохимической и каталитической конверсии газообразного органического сырья (углеводородного сырья) в одном аппарате -

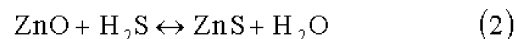
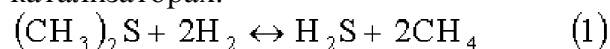
плазмохимическом реакторе.

На фиг.5 - принципиальная схема способа переработки органического сырья по Варианту 1 при отдельной комбинации процесса в плазмохимическом реакторе и на катализаторе в реакторе риформинга углеводородов.

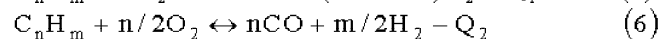
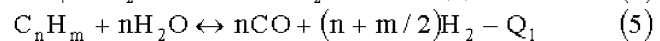
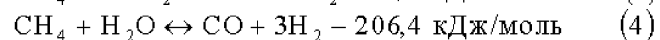
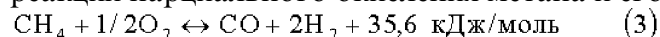
На фиг.6 - принципиальная схема способа переработки органического сырья - газообразного, твердого или жидкого - по Варианту 2 при совмещенной плазмохимической и каталитической конверсии газообразного органического сырья (углеводородного сырья) в одном аппарате - плазмохимическом реакторе.

На фиг.7 - принципиальная схема способа переработки органического сырья - газообразного, твердого или жидкого - по Варианту 2 при отдельной комбинации процесса конверсии газообразного органического сырья (углеводородного сырья) в плазмохимическом реакторе и на катализаторе в реакторе риформинга углеводородов.

Газообразное углеводородное сырье подвергают глубокой очистке от соединений серы в два этапа: 1) гидрирование органических соединений серы до сероводорода, 2) химическое связывание или поглощение сероводорода с использованием процессов хемосорбции или адсорбции. Глубокая очистка углеводородного сырья необходима, чтобы предотвратить дезактивацию катализатора конверсии углеводородов. В результате гидрирования органических соединений серы (например, меркаптанов по реакции (1)) до сероводорода на алюмокобальтмолибденовом катализаторе под давлением сырья и при температуре 350-380°C с последующей очисткой сырья от сероводорода, например, на оксиде цинка (цинковом поглотителе) при температуре 380-400°C по реакции (2), остаточное содержание сероводорода в очищенном синтез-газе не превышает 0,1 мг/нм³ газа, что удовлетворяет жестким требованиям к чистоте сырья для процесса конверсии углеводородов на никелевых катализаторах.



В обоих вариантах заявляемого способа при проведении высокотемпературного плазмохимического и каталитического процессов конверсии газообразного углеводородного сырья используют наряду с водяным паром также кислород, что позволяет сбалансировать содержание CO и H₂ в синтез-газе и снизить энергозатраты процесса паровой конверсии углеводородов за счет протекания экзотермических реакций парциального окисления метана и его гомологов:



При этом протекает реакция гидрирования гомологов метана с образованием метана (7) с последующей его конверсией по реакциям (3) и (4):



Процесс осуществляют в плазмотроне и на катализаторе конверсии углеводородов, расположенном в плазмохимическом реакторе (см. фиг.1) или реакторе риформинга углеводородов (см. фиг.2). Для увеличения эффективности использования углерода и водорода газообразного углеводородного сырья в Варианте 2 заявляемого способа применяют конверсию углеводородных газов в плазмохимическом реакторе №1 (схема реактора №1 с катализатором показана на фиг.1) или плазмохимическом реакторе №1 в комбинации с каталитическим реактором риформинга (данная комбинация реакторов показана на фиг.2) одновременно с переработкой жидкого или

твердого органического сырья в плазмохимическом реакторе №2 (схема реактора №2 показана на фиг.3). Использование дополнительного органического сырья для получения синтез-газа, обогащенного монооксидом углерода и незабалластированного азотом, позволяет получить синтез-газ оптимального состава и снизить в нем содержание азота при использовании в качестве газообразного сырья метановоздушных смесей, например, угольного метана или других метансодержащих газов, забалластированных азотом. При этом возможна переработка угольного метана с содержанием воздуха до 25-30 об.% без применения способов обогащения метана.

В заявляемом способе при разделении воздуха на криогенной установке получают кислород, азот и аргон. Кислород используют в качестве окислителя при проведении высокотемпературного плазмохимического процесса парциального окисления углеводородов для снижения удельного расхода электроэнергии, расходуемое плазмотроном на поддержание процессов паровой и уголекислотной конверсии углеводородов. Оптимальное соотношение между кислородом и водяным паром или кислородом, водяным паром и диоксидом углерода определяют на основе минимизации затрат электроэнергии - с одной стороны и предотвращения образования «свободного» углерода при недостатке водяного пара и низких температурах - с другой. Азот используют для технических работ, периодически проводимых на установке, или после глубокой очистки от кислорода применяют для проведения регенерации катализатора конверсии синтез-газа. Аргон необходим для защиты электродов плазмотрона. Избыток аргона закачивают в баллоны высокого давления.

Процесс получения жидких моторных топлив (высокооктанового бензина) и других продуктов из синтез-газа проводят в одной или нескольких реакционных зонах каталитического реактора (или отдельных реакторах) под давлением 40-120 атм и температурах 200-500°C. Синтез-газ подвергают превращению на катализаторах, содержащих оксиды цинка и хрома или цинка, хрома и меди или меди и алюминия в смешанной или раздельной комбинации с кислотным компонентом - цеолитом типа ZSM-5, ZSM-11, Beta, морденит или силикоалюмофосфатом или оксидом алюминия или комбинации кислотных компонентов, расположенных в одной или нескольких реакционных зонах каталитического реактора (или отдельных реакторах). Типы и соотношения используемых компонентов комбинированного катализатора (оксида металла, цеолита или силикоалюмофосфата или оксида алюминия) определяются многими параметрами, а именно составом синтез-газа, рабочим давлением, температурой, целевыми продуктами и т.д.

В патентной литературе приведены описания способов получения высокооктанового бензина, диметилового эфира (ДМЭ), фракции ароматических углеводородов, легкой бензиновой и пропан-бутановой фракций из синтез-газа, а также свойств активных компонентов, применяемых для приготовления используемых здесь катализаторов.

Катализаторы и их комбинации, описанные ранее в патентах РФ, при использовании в заявленном способе рабочих давлений до 120 атм позволяют добиться максимально возможной степени превращения синтез-газа, а также высоких показателей качества синтетического бензина с умеренным содержанием ароматических углеводородов (от 15-20 до 40-45 мас.%), низким содержанием н-парафинов (3-5 мас.%) и олефинов (не более 5 мас.%). Определяемое октановое число синтетических бензинов в зависимости от типа катализаторов и параметров процесса

превращения синтез-газа находится в пределах от 80 до 95 (ИМ), а по содержанию бензола и соединений серы полученные автобензины соответствуют международным стандартам Евро-4 и Евро-5.

5 Важной характеристикой настоящего изобретения является экологичность применяемой технологии для переработки различного органического сырья, в перечисленные выше продукты. Она достигается за счет возврата побочно образующихся продуктов в процесс конверсии сырья, а также использовании новых подходов в технологии уничтожения вредных примесей. Одним из таких продуктов, образующихся побочно в небольших количествах при синтезе высокооктанового бензина, является метанол - сильный яд, который даже в низкой концентрации в воде опасен для людей и окружающей среды. Водный конденсат или метанольная вода содержит метанол от 1 до 10 мас.% и, поэтому, подлежит полной биологической или химической очистке перед сбрасыванием в канализацию или природные водоемы.

15 В процессах переработки углеродсодержащих материалов с низким отношением Н/С (например, кокса или антрацита) в синтез-газ и, далее, в углеводороды полученная побочно метанольная вода может быть полностью использована на стадии паровой газификации углеродсодержащих материалов. При превращении различного углеводородного сырья, содержащего метан в качестве главного углеродсодержащего компонента и, поэтому, имеющего высокое отношение Н/С, по стехиометрии протекающих реакций в процессе синтеза бензина образуется воды больше, чем необходимо для образования синтез-газа из углеводородного сырья. Поэтому, метанольная вода не может быть полностью израсходована в процессах парокислородной конверсии метана и других газообразных углеводородов.

25 Авторы настоящего изобретения предлагают использовать в процессе конверсии газообразного углеводородного сырья только часть метанольной воды, а именно весь метанол (а также растворенный в метанольной воде побочный диоксид углерода) и то количество паров воды, уносимое газовым потоком при прохождении сырьевого углеводородного газа через сатуратор или циркуляционно-барботажный аппарат, необходимое для нормального протекания процесса превращения метана и других углеводородов в смесь СО и Н₂. Метанол и диоксид углерода, введенные в плазмохимический реактор, превращаются в заданных условиях (давление 1 атм и температура 1000-1500°С) в синтез-газ. Оставшуюся после сатуратора или циркуляционно-барботажного аппарата часть воды, не содержащую метанол, диоксид углерода и неорганические соединения, применяют для производства водяного пара, который дополнительно используют для плазмохимической конверсии углеводородного сырья и/или направляют на теплоэнергетические и/или хозяйственные нужды установки. Количество водяного пара для протекания плазмохимической конверсии углеводородов определяют исходя из стехиометрии протекания реакций парциального окисления и паровой конверсии углеводородов и мольного соотношения Н₂, СО и СО₂ в получаемом синтез-газе.

45 Применение в заявленном способе многоступенчатого охлаждения выходящего из реактора газа до 10-30°С при давлениях до 120 атм значительно повышает степень конденсации жидких продуктов. Чем выше степень разбавления газа азотом, тем ниже должна быть температура его охлаждения и сепарации на жидкие и газообразные продукты.

50 Важная роль в достижении высокой селективности по углеводородам бензиновой фракции и степени превращения синтез-газа принадлежит циркуляции газового потока после сепарации жидких продуктов. Во-первых, постоянное удаление воды и жидких

углеводородов из контактирующего газа в значительной степени подавляет реакцию образования малоактивного диоксида углерода и снижает скорость протекания побочных реакций крекинга углеводородов. Во-вторых, высокие линейные скорости циркулирующего газового потока в сочетании с постоянным уносом избыточного тепла из зоны катализа положительно влияют на распределение температуры в реакторе, улучшают протекание процессов теплопередачи и массообмена. Таким образом, применение циркуляции в заявляемом способе способствует увеличению выхода целевых продуктов с единицы объема синтез-газа. При значительном увеличении объема газа, циркулирующего через теплообменную аппаратуру и сепаратор, растет их металлоемкость и производительность циркуляционного компрессора, а соответственно увеличивается стоимость установки и расход электроэнергии. Оптимальное сочетание затрат на циркуляцию и положительных качеств высокой кратности циркуляции при промышленном осуществлении настоящего изобретения находится в интервале величин кратности от 5 до 25.

Рекуперацию физического тепла дымовых газов и высокотемпературных газовых потоков после плазмохимического реактора, а также химической энергии газообразных побочных продуктов со стадии синтеза углеводородов, осуществляют в едином парогазовом блоке по следующей схеме: 1) поток газа после плазмохимического реактора направляют в высокотемпературный теплообменник, в котором за счет тепла потока генерируется пар высоких параметров, направляемый далее в паровую турбину; 2) горючий газ, состоящий из обогащенного азотом и оксидами углерода потока, подают на сжигание на стадию генерации тепла и электроэнергии. Паровая и газовая турбины являются приводами электрогенераторов, производящих электроэнергию. Низкопотенциальное тепло газовых потоков после парогенерирующего теплообменника и газовой турбины используют для подогрева воздуха и воды, используемых в энергетических циклах парогазового блока. Таким образом, применение данной схемы утилизации тепла в едином парогазовом блоке позволяет достигнуть максимально возможной степени рекуперации энергии.

Принципиальные схемы иллюстрируют стадию конверсии органического сырья в синтез-газ (см. фиг.1-3) и варианты предлагаемого способа переработки органического сырья (см. фиг.4-7). Сущность предлагаемого способа и его практическая применимость излагается в нижеприведенных примерах 1-6.

Примеры осуществления предлагаемого способа по Варианту 1.

Пример 1. Схематичное описание примера показано на фиг.4. Газообразное углеводородное сырье - широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ) компонентного состава: 2 мас.% метана + этана, 36 мас.% пропана, 20 мас.% изобутана, 24 мас.% н-бутана, 7 мас.% изо-пентана, 5 мас.% н-пентана, 6 мас.% гексанов и других углеводородов, менее 0,1 мас.% серосодержащих соединений, смешивают с водородом, выделенным из сдувочного газа на стадии разделения сдувочного газа 1, нагревают до температуры 400°C и направляют в реактор гидрирования и адсорбер H₂S на стадию гидрирования и очистки 2 до остаточного содержания не более 0,1 мг серы/нм³ газа. Одну часть очищенного ШФЛУ вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 3 кислородом подают в электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора 4, а другую часть очищенного ШФЛУ с температурой 350°C подают в центробежно-барботажный аппарат (ЦБА) на стадию сатурации и очистки от метанола 5, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 6. Выходящую из ЦБА

очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара в котле-утилизаторе на стадии рекуперации тепла 7. Выходящий из ЦБА газовый поток нагревают до 450°C на стадии рекуперации тепла 7 и вместе с подогретым кислородом направляют в камеру смешения плазмохимического реактора 4 адиабатического типа, куда поступают из плазмотрона продукты превращения первой части очищенного ШФЛУ. Полученную газовую смесь с температурой 800°C подают на катализатор конверсии углеводородов 10, расположенный в плазмохимическом реакторе 4, где протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии углеводородов с образованием смеси CO, CO₂ и H₂. Выходящий из плазмохимического реактора 4 синтез-газ с объемным соотношением (H₂-CO₂)/(CO+CO₂), близким к двум, охлаждают на стадии рекуперации тепла 7 и после прохождения стадии компрессии 8 направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 80 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при средней температуре в реакторе 390°C. Полученные продукты после реактора охлаждают в многоступенчатой системе холодильников до 30°C и разделяют в сепараторах высокого и низкого давления на газ, метанольную воду и жидкую углеводородную фракцию. Большую часть газа подают по рециклу в каталитический реактор, меньшая часть газа идет на сдвук. Выход товарного бензина, содержащего 37 мас.% ароматических углеводородов, составляет 142 г/нм³ синтез-газа при конверсии оксидов углерода около 93%. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на стадии разделения сдувочного газа 1 на два потока: водород, который направляют на стадию гидрирования и очистки 2, и обогащенный азотом и оксидами углерода поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9. Танковый газ и газ стабилизации после сепарации низкого давления и ректификации бензина направляют в плазмохимический реактор 4.

Пример 2. Схематичное описание примера показано на фиг.5. Газообразное углеводородное сырье - факельный попутный нефтяной газ (ПНГ) компонентного состава: 38 об.% метана, 15 об.% этана, 25 об.% пропана, 21 об.% бутанов, пентанов и других легких углеводородов, 1 об.% диоксида углерода и азота, а также 35 мг/нм³ серосодержащих соединений, смешивают с водородом, выделенным из сдувочного газа на стадии разделения сдувочного газа 1, нагревают до температуры 390°C и направляют в реактор гидрирования и адсорбер H₂S на стадию гидрирования и очистки 2 до остаточного содержания не более 0,1 мг серы/нм³ газа. Одну часть очищенного ПНГ вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 3 кислородом подают в электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора 4, а другую часть очищенного ПНГ с температурой 320°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола 5, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют в сатураторе на твердом носителе - кольцах Рашига. Выходящую из сатуратора очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара в котле-утилизаторе на стадии рекуперации тепла 7. Выходящий из сатуратора газовый поток нагревают до 480°C на стадии рекуперации тепла 7 и вместе с подогретыми кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения плазмохимического реактора 6 адиабатического типа, куда поступают из плазмотрона продукты превращения первой части очищенного ПНГ. Полученную газовую смесь с температурой 850°C на выходе из плазмохимического реактора 4 подают на катализатор конверсии углеводородов 10, расположенный в реакторе риформинга, где протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии

углеводородов с образованием смеси CO, CO₂ и H₂. Выходящий из реактора риформинга синтез-газ с объемным соотношением (H₂-CO₂)/(CO+CO₂), близким к двум, охлаждают на стадии рекуперации тепла 7 и после прохождения стадии компрессии 8 направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа 6. 5
Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 50 атм на бифункциональном катализаторе синтеза диметилового эфира при средней температуре в первой зоне реактора 290°C и на цеолитсодержащем катализаторе превращения диметилового эфира в углеводороды при средней температуре во второй зоне реактора 420°C. 10
Полученные продукты после реактора охлаждают в многоступенчатой системе холодильников до 20°C и разделяют в сепараторах высокого и низкого давления на газ, метанольную воду и жидкую углеводородную фракцию. Большую часть газа подают по рециклу в каталитический реактор, меньшая часть газа идет на сдувку. Выход товарного бензина, содержащего 45 мас.% ароматических углеводородов, 15
составляет 110 г/нм³ синтез-газа при конверсии оксидов углерода около 84%. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на стадии разделения сдувочного газа 1 на два потока: водород, который направляют на стадию гидрирования и очистки 2, и обогащенный азотом и оксидами углерода поток, который сжигают на 20
стадии производства электроэнергии 9. Танковый газ и газ стабилизации после сепарации низкого давления и ректификации бензина направляют в плазмохимический реактор 4.

Пример 3. Схематичное описание примера показано на фиг.4. Газообразное углеводородное сырье - факельный попутный нефтяной газ (ПНГ) компонентного 25
состава: 72 об.% метана, 10 об.% этана, 8 об.% пропана, 6 об.% бутанов, пентанов и других легких углеводородов, 4 об.% диоксида углерода и азота, а также 58 мг/нм³ серосодержащих соединений, смешивают с водородом, выделенным из сдувочного газа на стадии разделения сдувочного газа 1, нагревают до температуры 400°C и 30
направляют в реактор гидрирования и адсорбер H₂S на стадию гидрирования и очистки 2 до остаточного содержания не более 0,1 мг серы/нм³ газа. Одну часть очищенного ПНГ вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 3 кислородом подают в электродуговой плазмотрон плазмохимического 35
реактора 4, а другую часть очищенного ПНГ с температурой 350°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола 5, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс теплообмена газа с жидкостью осуществляют в сатураторе на твердом носителе - кольцах Рашига. Выходящую из сатуратора очищенную от метанола воду применяют для 40
производства водяного пара в котле-утилизаторе на стадии рекуперации тепла 7. Выходящий из сатуратора газовый поток нагревают до 450°C на стадии рекуперации тепла 7 и вместе с подогретым кислородом направляют в камеру смешения плазмохимического реактора 4 адиабатического типа, куда поступают из 45
плазмотрона продукты превращения первой части очищенного ПНГ. Полученную газовую смесь с температурой 800°C подают на катализатор конверсии углеводородов 10, расположенный в плазмохимическом реакторе 4, где протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии углеводородов с образованием смеси CO, CO₂ и H₂. Выходящий из плазмохимического реактора 4 синтез-газ с 50
объемным соотношением (H₂-CO₂)/(CO+CO₂), близким к двум, охлаждают на стадии рекуперации тепла 7 и после прохождения стадии компрессии 8 направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 100 атм на бифункциональном катализаторе синтеза

углеводородов при средней температуре в реакторе 390°C. Полученные продукты после реактора охлаждают в многоступенчатой системе холодильников до 25°C и разделяют в сепараторах высокого и низкого давления на газ, метанольную воду и жидкую углеводородную фракцию. Большую часть газа подают по рециклу в каталитический реактор, меньшая часть газа идет на сдувку. Выход товарного бензина, содержащего 38 мас.% ароматических углеводородов, составляет 140 г/нм³ синтез-газа при конверсии оксидов углерода около 95%. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на стадии разделения сдувочного газа 1 на два потока: водород, который направляют на стадию гидрирования и очистки 2, и обогащенный азотом и оксидами углерода поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9. Танковый газ и газ стабилизации после сепарации низкого давления и ректификации бензина направляют в плазмохимический реактор 4.

Примеры осуществления предлагаемого способа по Варианту 2.

Пример 4. Схематичное описание примера показано на фиг.6. Газообразное углеводородное сырье - природный газ, содержащий 92 об.% метана, 6 об.% этана, 1 об.% пропана и других легких углеводородов, около 1 об.% диоксида углерода и азота, а также 42 мг/нм³ серосодержащих соединений, смешивают с водородом, выделенным из сдувочного газа на стадии разделения сдувочного газа 1, нагревают до температуры 380°C и направляют в реактор гидрирования и адсорбер H₂S на стадию гидрирования и очистки 2 до остаточного содержания не более 0,1 мг серы/нм³ газа. Одну часть очищенного природного газа вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 3 кислородом подают в электродуговой плазмотрон первого плазмохимического реактора 4, а другую часть очищенного природного газа с температурой 300°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола 5, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют в центробежно-барботажном аппарате (ЦБА). Выходящую из ЦБА очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара в котле-утилизаторе на стадии рекуперации тепла 7. Выходящий из ЦБА газовый поток нагревают до 520°C на стадии рекуперации тепла 7 и вместе с подогретыми кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения первого плазмохимического реактора 4 адиабатического типа, куда поступают из плазмотрона продукты превращения первой части очищенного природного газа. Полученную газовую смесь с температурой 1200°C подают на катализатор конверсии углеводородов 10, расположенный в первом плазмохимическом реакторе 4, где протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии углеводородов с образованием смеси CO, CO₂ и H₂. Одновременно твердое органическое сырье - измельченный бурый уголь зольностью 27,9 мас.%, содержащий (на органическую массу) 66,1 мас.% углерода, 6,6 мас.% водорода, 24,4 мас.% кислорода, 1,2 мас.% азота и 1,7 мас.% серы, вместе с водяным паром и кислородом подают в электродуговой плазмотрон второго плазмохимического реактора 11, а выходящий из реактора синтез-газ-2 охлаждают на стадии рекуперации тепла 7, очищают от соединений серы (сероводорода) до 0,1 мг/нм³ газа на стадии очистки и компрессии 8 и смешивают с синтез-газом-1, полученным из очищенного природного газа. Синтез-газ после смешения с объемным соотношением (H₂-CO₂)/(CO+CO₂), близким к двум, компримируют на стадии очистки и компрессии 8 и направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 80 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при средней температуре в

реакторе 380°C. Полученные продукты после реактора охлаждают в многоступенчатой системе холодильников до 25°C и разделяют в сепараторах высокого и низкого давления на газ, метанольную воду и жидкую углеводородную фракцию. Большую часть газа подают по рециклу в каталитический реактор, меньшая часть газа идет на сдувку. Выход товарного бензина, содержащего 39 мас.% ароматических углеводородов, составляет 135 г/нм³ синтез-газа при конверсии оксидов углерода около 93%. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на стадии разделения сдувочного газа 1 на два потока: водород, который направляют на стадию гидрирования и очистки 2, и обогащенный азотом и оксидами углерода поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9. Танковый газ и газ стабилизации после сепарации низкого давления и ректификации бензина направляют в первый плазмохимический реактор 4. Неорганическая часть переработанного бурого угля, состоящая из оксидов кремния, алюминия, кальция и железа, в виде плавленного шлака собирается в шлакоприемнике и может быть использована в строительной промышленности.

Пример 5. Схематичное описание примера показано на фиг.6. Газообразное углеводородное сырье - природный газ, содержащий 93 об.% метана, 4 об.% этана, 1 об.% пропана и других легких углеводородов, около 2 об.% диоксида углерода и азота, а также 34 мг/нм³ серосодержащих соединений, смешивают с водородом, выделенным из сдувочного газа на стадии разделения сдувочного газа 1, нагревают до температуры 380°C и направляют в реактор гидрирования и адсорбер H₂S на стадию гидрирования и очистки 2 до остаточного содержания не более 0,1 мг серы/нм³ газа. Одну часть очищенного природного газа вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 3 кислородом подают в электродуговой плазмотрон первого плазмохимического реактора 4, а другую часть очищенного природного газа с температурой 300°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола 5, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют в центробежно-барботажном аппарате (ЦБА). Выходящую из ЦБА очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара в котле-утилизаторе на стадии рекуперации тепла 7. Выходящий из ЦБА газовый поток нагревают до 520°C на стадии рекуперации тепла 7 и вместе с подогретыми кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения первого плазмохимического реактора 4 адиабатического типа, куда поступают из плазмотрона продукты превращения первой части очищенного природного газа. Полученную газовую смесь с температурой 1000°C подают на катализатор конверсии углеводородов 10, расположенный в первом плазмохимическом реакторе 4, где протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии углеводородов с образованием смеси CO, CO₂ и H₂. Одновременно жидкое органическое сырье - тяжелая смола пиролиза с температурой начала кипения более 200°C, содержащая около 1 мас.% соединений серы, вместе с частью метанольной воды и кислородом подают во второй плазмохимический реактор 11, а выходящий из реактора синтез-газ-2 охлаждают на стадии рекуперации тепла 7, очищают от соединений серы (сероводорода) до 0,1 мг/нм³ газа на стадии очистки и компрессии 8 и смешивают с синтез-газом-1, полученным из очищенного природного газа. Синтез-газ после смешения с объемным соотношением (H₂-CO₂)/(CO+CO₂), близким к двум, компримируют на стадии очистки и компрессии 8 и направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 70 атм на

бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при средней температуре в первой зоне реактора 380°C и на цеолитсодержащем катализаторе превращения углеводородов и кислородсодержащих продуктов при средней температуре во второй зоне реактора 440°C. Полученные продукты после реактора охлаждают в
 5 многоступенчатой системе холодильников до 25°C и разделяют в сепараторах высокого и низкого давления на газ, метанольную воду и жидкую углеводородную фракцию. Большую часть газа подают по рециклу в каталитический реактор, меньшая часть газа идет на сдувку. Выход товарного бензина, содержащего 44 мас.%
 10 ароматических углеводородов, составляет 110 г/нм³ синтез-газа при конверсии оксидов углерода около 90%. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на стадии разделения сдувочного газа 1 на два потока: водород, который направляют на стадию гидрирования и очистки 2, и обогащенный азотом и оксидами углерода поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9. Танковый газ и газ
 15 стабилизации после сепарации низкого давления и ректификации бензина направляют в первый плазмохимический реактор 4.

Пример 6. Схематичное описание примера показано на фиг.7. Газообразное углеводородное сырье - угольный метан, содержащий 89 об.% метана, около 1 об.%
 20 диоксида углерода, 8 об.% азота и 2 об.% кислорода, а также 70 мг/нм³ серосодержащих соединений, смешивают с водородом, выделенным из сдувочного газа на стадии разделения сдувочного газа 1, нагревают до температуры 380°C и направляют в реактор гидрирования и адсорбер H₂S на стадию гидрирования и
 25 очистки 2 до остаточного содержания не более 0,1 мг серы/нм³ газа. Одну часть очищенного угольного метана вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 3 кислородом подают в электродуговой плазмотрон первого плазмохимического реактора 4, а другую часть очищенного угольного метана с температурой 320°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола 5, где
 30 газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 6. Процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют в центробежно-барботажном аппарате (ЦБА). Выходящую из ЦБА очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара в котле-утилизаторе на
 35 стадии рекуперации тепла 7. Выходящий из ЦБА газовый поток нагревают до 520°C на стадии рекуперации тепла 7 и вместе с подогретыми кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения первого плазмохимического реактора 4 адиабатического типа, куда поступают из плазмотрона продукты превращения первой части очищенного угольного метана. Полученную газовую смесь с
 40 температурой 1200°C подают на катализатор конверсии углеводородов 10, расположенный в реакторе риформинга, где протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии углеводородов с образованием смеси CO, CO₂ и H₂. Одновременно твердое органическое сырье - измельченный каменный уголь марки Ж зольностью 32,0 мас.%, содержащий (на органическую массу) 85,1 мас.% углерода, 5,9
 45 мас.% водорода, 6,1 мас.% кислорода, 2,3 мас.% азота и 0,6 мас.% серы, вместе с водяным паром и кислородом подают в электродуговой плазмотрон второго плазмохимического реактора 11, а выходящий из реактора синтез-газ-2 охлаждают на стадии рекуперации тепла 7, очищают от соединений серы (сероводорода) на стадии
 50 очистки и компрессии 8 до 0,1 мг/нм³ газа и смешивают с синтез-газом-1, полученным из очищенного угольного метана. Синтез-газ после смешения с объемным соотношением (H₂-CO₂)/(CO+CO₂), близким к двум, компримируют на стадии очистки и компрессии 10 и направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-

газа б. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 120 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при средней температуре в реакторе 400°C. Полученные продукты после реактора охлаждают в многоступенчатой системе холодильников до 15°C и разделяют в сепараторах высокого и низкого давления на газ, метанольную воду и жидкую углеводородную фракцию. Большую часть газа подают по рециклу в каталитический реактор, меньшая часть газа идет на сдувку. Выход товарного бензина, содержащего 40 мас.% ароматических углеводородов, составляет 125 г/нм³ синтез-газа при конверсии оксидов углерода около 90%. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на стадии разделения сдувочного газа 1 на два потока: водород, который направляют на стадию гидрирования и очистки 2, и обогащенный азотом и оксидами углерода поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9. Танковый газ и газ стабилизации после сепарации низкого давления и ректификации бензина направляют в первый плазмохимический реактор 4. Неорганическая часть переработанного бурого угля, состоящая из оксидов кремния, алюминия, кальция и железа, в виде плавленного шлака собирается в шлакоприемнике и может быть использована в строительной промышленности.

Предлагаемый способ обеспечивает возможность создания эффективных энергетически независимых и экологически чистых установок по производству синтетических жидких продуктов, что позволяет использовать установки данного типа на угольных шахтах, месторождениях угольного метана, малодобитных низконапорных скважинах природного газа, небольших нефтяных месторождениях, коксохимических, нефте- и газоперерабатывающих предприятиях.

Формула изобретения

1. Способ переработки органического сырья, в том числе углеводородного сырья, включающий стадию плазменной переработки сырья в электродуговом плазмотроне, основанный на взаимодействии сырья с кислородом или кислородом и водяным паром с получением синтез-газа, стадию конверсии синтез-газа и вспомогательные стадии - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, отличающийся тем, что поток газообразного углеводородного сырья вместе с водородом, выделенным из сдувочного газа со стадии конверсии синтез-газа, нагревают и направляют на стадию гидрирования и очистки, при этом одну часть очищенного углеводородного сырья вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть очищенного углеводородного сырья с температурой 200-400°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, при этом процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, а очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, при этом выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретыми кислородом или кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения плазмохимического реактора, куда поступают продукты превращения первой части очищенного углеводородного сырья, полученную газовую смесь с температурой 800-1500°C подают на катализатор конверсии углеводородов, расположенный в плазмохимическом реакторе или в реакторе риформинга, с получением синтез-газа, который охлаждают на стадии

рекуперации тепла и после прохождения стадии компрессии направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм на бифункциональном катализаторе при средней температуре в реакторе 360-420°C и рециркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многоступенчатом охлаждении выходящего из реактора газа до 10-30°C и конденсации целевого органического продукта, например, бензиновой фракции и побочных продуктов - метанольной воды и углеводородных газов, которые подают в плазмохимический реактор или на стадию производства электроэнергии, при этом отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на два потока: водород - направляют на стадию гидрирования и очистки, а обогащенный азотом и оксидами углерода поток сжигают на стадии производства электроэнергии.

2. Способ по п.1, отличающийся тем, что в качестве генератора плазмы используют двухструйный электродуговой плазмотрон.

3. Способ по п.1, отличающийся тем, что процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора: в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира при температуре 230-420°C и во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе при температуре 240-500°C.

4. Способ по п.1, отличающийся тем, что в качестве органического сырья используют углеводородное сырье природного или искусственного происхождения, включая широкую фракцию легких углеводородов, попутный нефтяной газ, низконапорный природный газ или природный газ малодебитных месторождений, углеводородные газы различных процессов газо- и нефтепереработки, газо- и нефтехимии.

5. Способ по п.1, отличающийся тем, что на стадии разделения воздуха получают азот, который направляют на технические нужды, и аргон, который используют для защиты электродов плазмотрона.

6. Способ переработки органического сырья, в том числе углеводородного сырья, включающий стадию плазменной переработки сырья в электродуговом плазмотроне, основанный на взаимодействии сырья с кислородом или кислородом и водяным паром с получением синтез-газа, стадию конверсии синтез-газа и вспомогательные стадии - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, отличающийся тем, что поток газообразного углеводородного сырья вместе с водородом, выделенным из сдувочного газа со стадии конверсии синтез-газа, нагревают и направляют на стадию гидрирования и очистки, при этом одну часть очищенного углеводородного сырья вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть очищенного углеводородного сырья с температурой 200-400°C подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, при этом процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, а очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, при этом выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретыми кислородом или кислородом и водяным паром направляют в камеру смешения плазмохимического реактора, куда

поступают продукты превращения первой части очищенного углеводородного сырья, полученную газовую смесь с температурой 800-1500°C подают на катализатор конверсии углеводородов, расположенный в плазмохимическом реакторе или в реакторе риформинга, с получением синтез-газа, который охлаждают на стадии рекуперации тепла и направляют на стадию компрессии, одновременно измельченное твердое и/или жидкое органическое сырье вместе с метанольной водой и/или водяным паром или водяным паром и кислородом подают в электродуговой плазмотрон второго плазмохимического реактора, а полученный синтез-газ охлаждают на стадии рекуперации тепла и очищают от соединений серы, смешивают с синтез-газом, полученным из газообразного углеводородного сырья, в определенном соотношении объемов, компримируют и направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм на бифункциональном катализаторе при средней температуре в реакторе 360-420°C и рециркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многоступенчатом охлаждении выходящего из реактора газа до 10-30°C и конденсации целевого органического продукта, например, бензиновой фракции и побочных продуктов - метанольной воды и углеводородных газов, которые подают в плазмохимический реактор или на стадию производства электроэнергии, при этом отводимый из рецикла сдвучный газ разделяют на два потока: водород - направляют на стадию гидрирования и очистки газообразного углеводородного сырья, а обогащенный азотом и оксидами углерода поток - сжигают на стадии производства электроэнергии.

7. Способ по п.6, отличающийся тем, что в качестве генератора плазмы используют двухструйный электродуговой плазмотрон.

8. Способ по п.6, отличающийся тем, что процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-120 атм в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора: в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира при температуре 230-420°C и во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе при температуре 240-500°C.

9. Способ по п.6, отличающийся тем, что в качестве органического сырья используют углеводородное сырье природного или искусственного происхождения, включая широкую фракцию легких углеводородов, попутный нефтяной газ, низконапорный природный газ или природный газ малодебитных месторождений, метановоздушные смеси различного состава с содержанием воздуха до 30 об.%, углеводородные газы различных процессов газо- и нефтепереработки, газо- и нефтехимии.

10. Способ по п.6, отличающийся тем, что в качестве твердого и/или жидкого углеродсодержащего сырья применяют бурый и/или каменный уголь, угольные шлаки, коксовый остаток, древесину, жидкие и/или твердые продукты нефтепереработки, коксо- и нефтехимии.

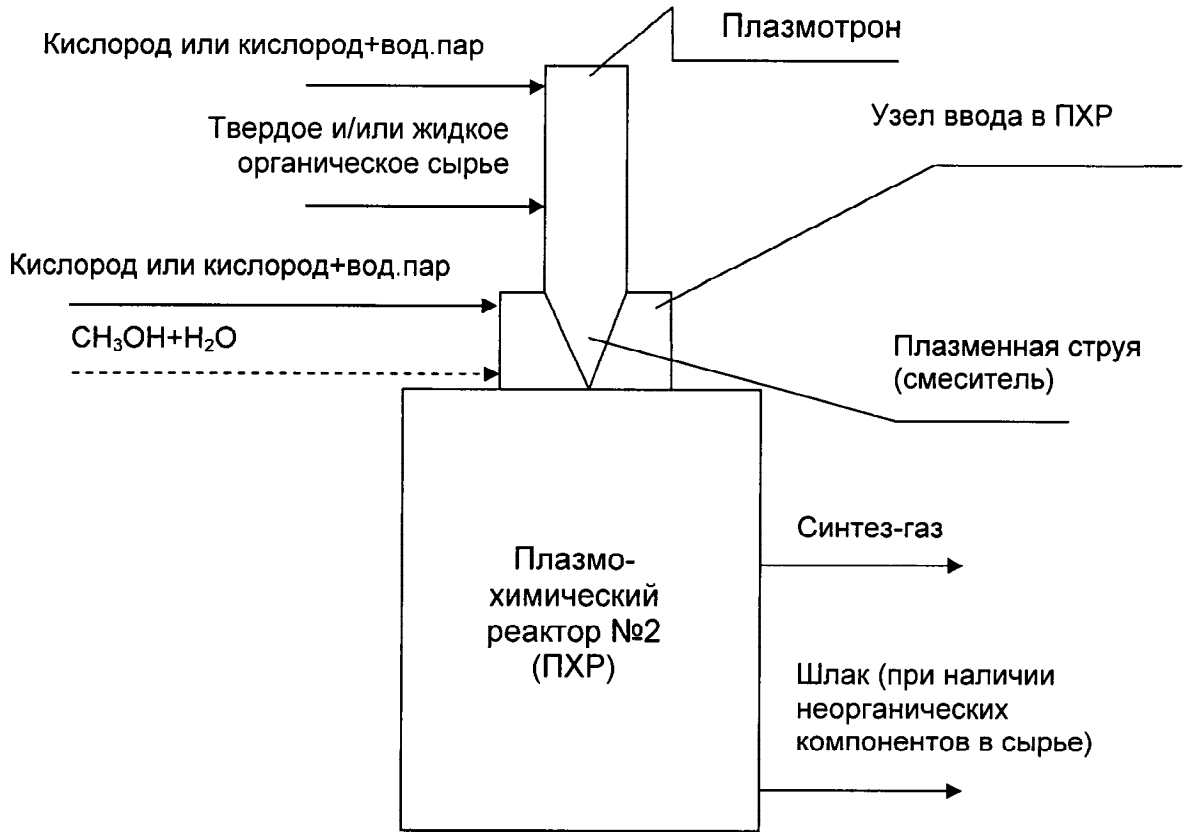
11. Способ по п.6, отличающийся тем, что на стадии разделения воздуха получают азот, который направляют на технические нужды и аргон, который используют для защиты электродов плазмотрона.



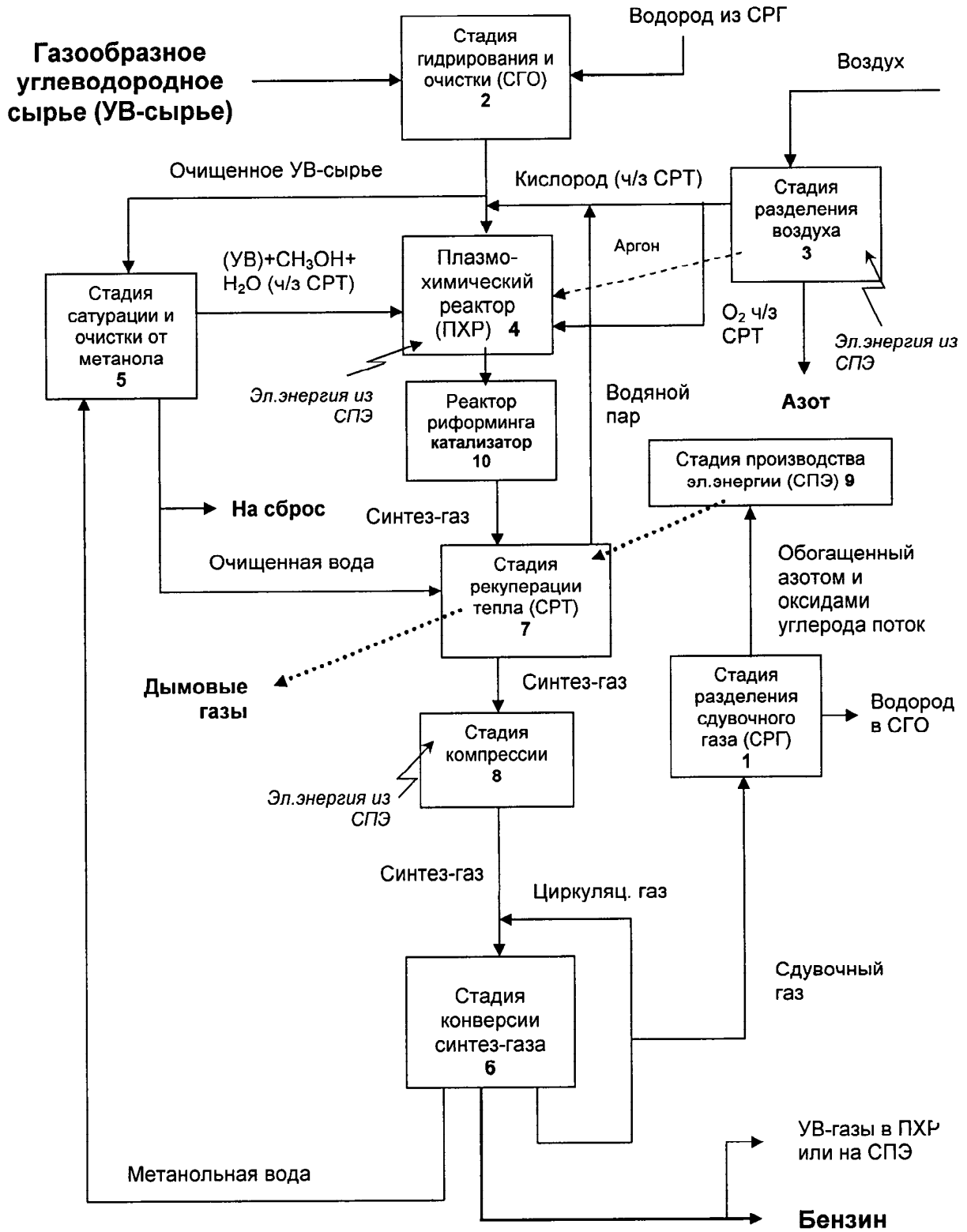
Фиг. 1



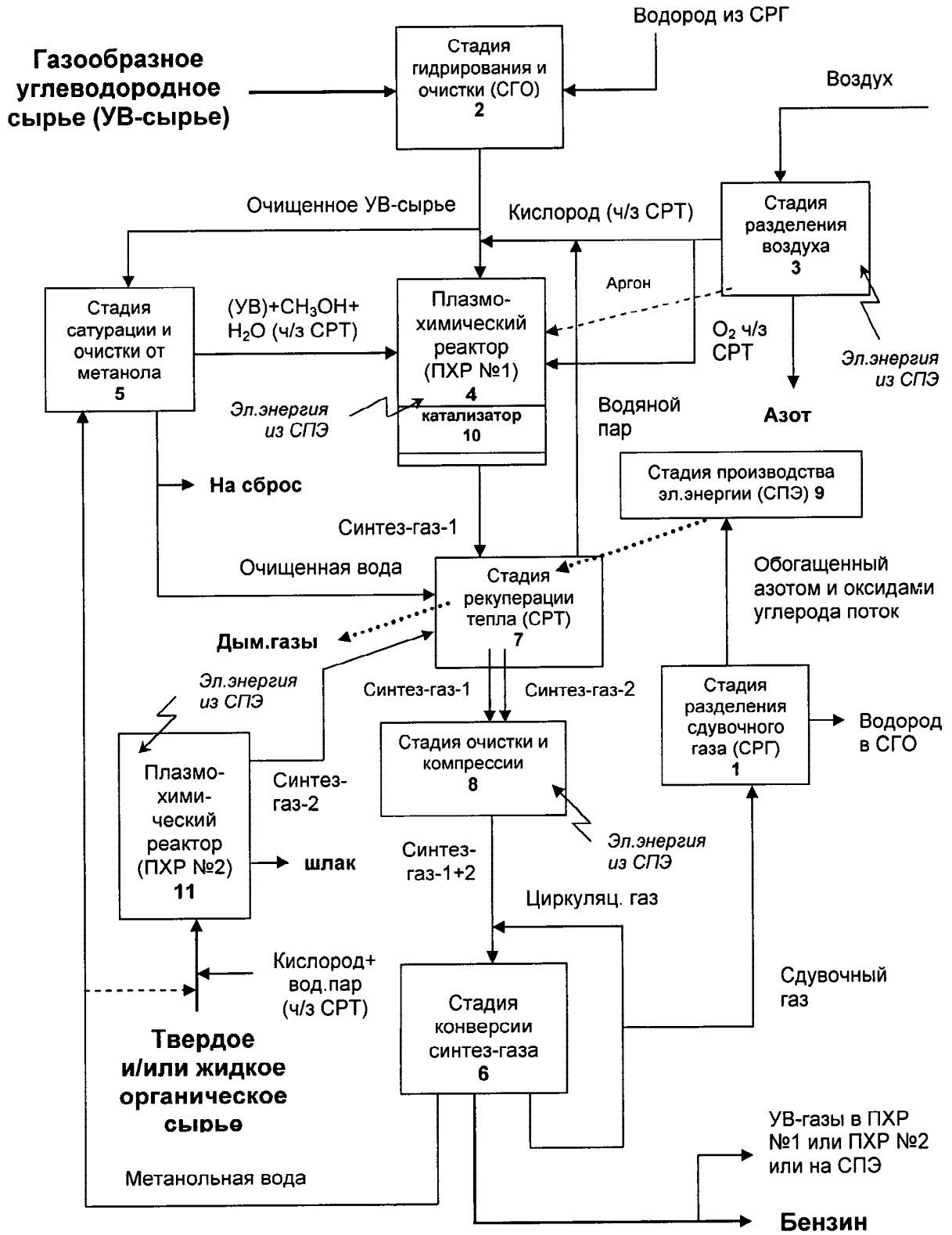
Фиг.2



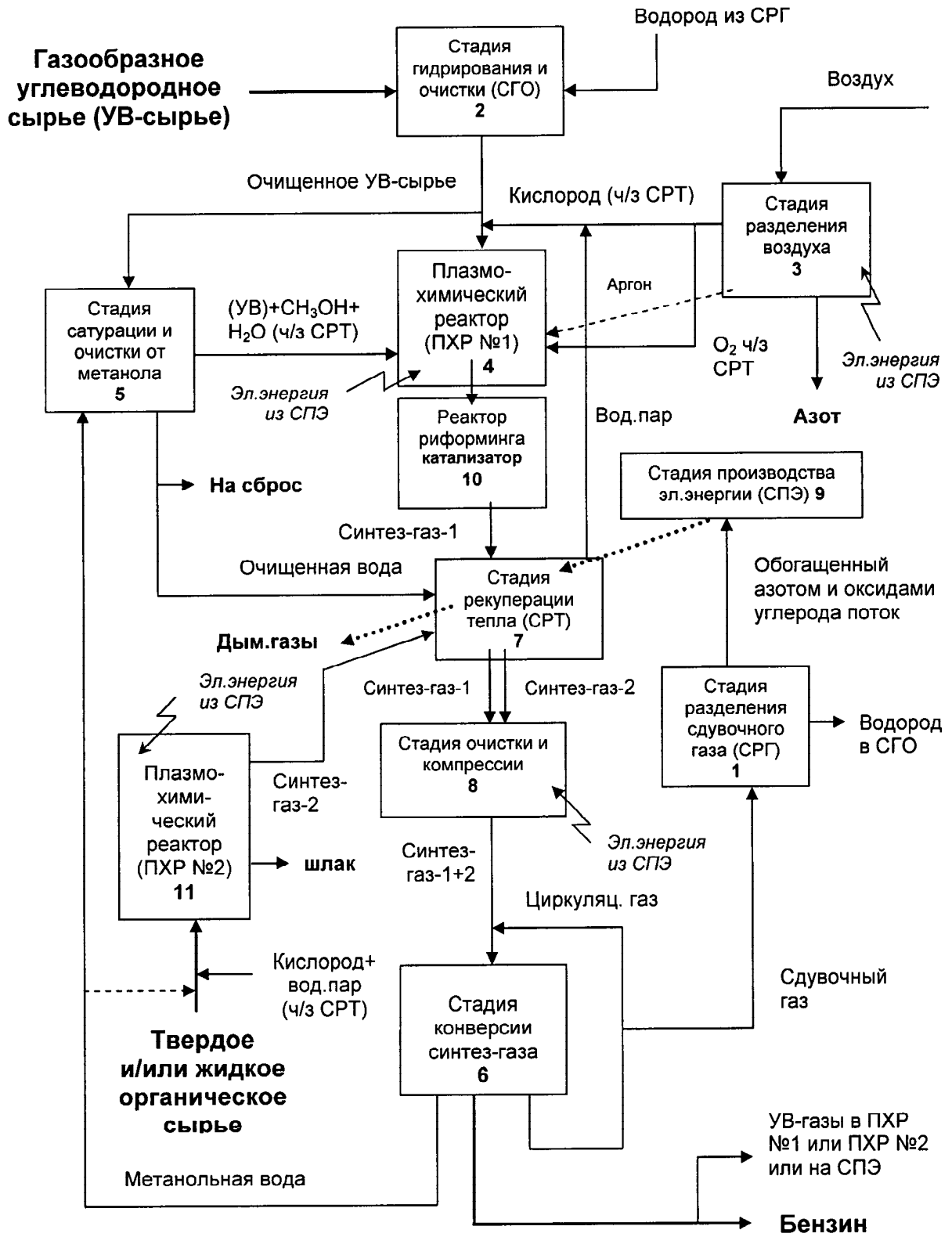
Фиг.3



Фиг. 5



Фиг. 6



Фиг. 7