



(51) МПК

C10G 2/00 (2006.01)*C01B 3/00* (2006.01)*C01B 3/02* (2006.01)*C01B 3/24* (2006.01)*C07C 1/04* (2006.01)*C07C 1/10* (2006.01)*C07C 2/00* (2006.01)**(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ**

(21)(22) Заявка: 2011116824/04, 27.04.2011

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
27.04.2011

Приоритет(ы):

(22) Дата подачи заявки: 27.04.2011

(43) Дата публикации заявки: 10.11.2012 Бюл. № 31

(45) Опубликовано: 27.01.2013 Бюл. № 3

(56) Список документов, цитированных в отчете о поиске: US 6380268 A, 30.04.2002. RU 2175961 C2, 20.11.2001. RU 2075432 C1, 20.03.1997. RU 2333238 C2, 10.09.2008. FR 2689116 A1, 01.10.1993. US 7667085 B2, 23.02.2010.

Адрес для переписки:

630090, г.Новосибирск, ул. Институтская, 4/1,
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 КОМПЛЕКСНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЗООБРАЗНОГО УГЛЕРОДСОДЕРЖАЩЕГО СЫРЬЯ (ВАРИАНТЫ)

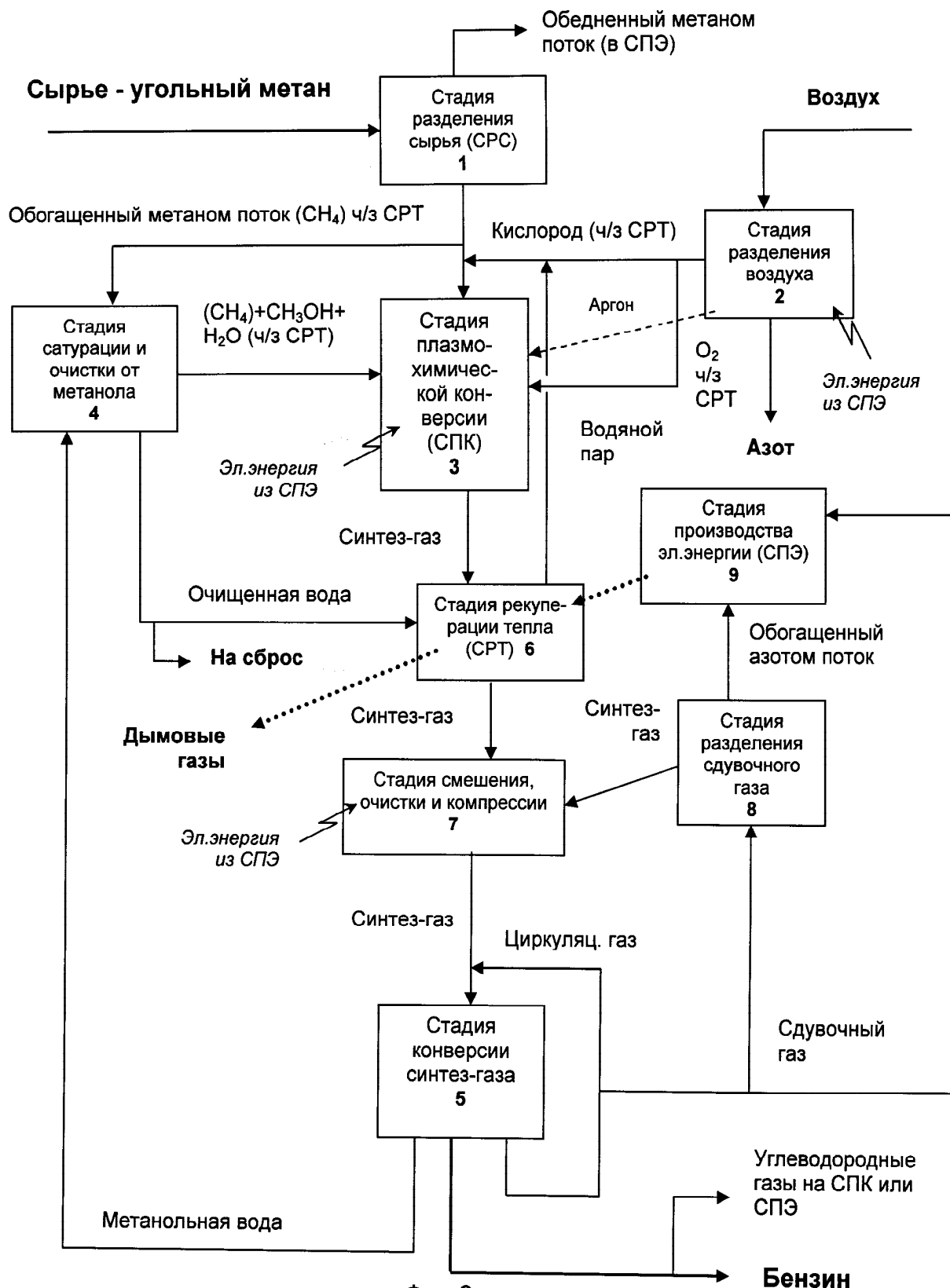
(57) Реферат:

Способ комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья относится к способам переработки метансодержащих газов, включая шахтный метан, метан угольных пластов, природный и коксовый газы, и различных металлургических газов. Способ комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья включает стадию плазмохимической конверсии сырья с получением синтез-газа, стадию конверсии синтез-газа и вспомогательные стадии - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха. В качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют угольный метан с концентрацией воздуха не более 60% об., который разделяют на два потока: обедненный метаном поток направляют на сжигание и обогащенный

метаном поток, одну часть которого вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон, а другую часть обогащенного метаном потока нагревают до температуры 100-400°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактирует с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, при этом очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, а выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретым кислородом и выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°C потоком подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа, содержащего до 20%

об. азота, при этом синтез-газ охлаждают на стадии рекуперации тепла и после прохождения стадии очистки и компрессии направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-150 атм или в одной зоне, или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора, проводят рециркуляцию 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 направляют на сжигание или разделяют на два

потока: обогащенный азотом поток - сжигают, а обедненный азотом синтез-газ - компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом, при этом обедненный метаном поток, сдувочный газ или обогащенный азотом поток направляют на стадию производства электроэнергии. Представлены два варианта способа. Технический результат - достижение высокой рекуперации физического тепла потоков, использование энергетического потенциала сырья для полной автономности конверсии газообразного углеродсодержащего сырья, экологическая чистота производства, создание условий для безопасности технологического процесса добычи и переработки метанвоздушных смесей, утилизация газообразного углеродсодержащего сырья (металлургический газ, коксовый газ, дымовой газ, шахтный метан). 3 н. и 11 з.п. ф-лы, 6 ил., 5пр.



Фиг. 2

RU 2 4 7 3 6 6 3 C 2

RU 2 4 7 3 6 6 3 C 2



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(51) Int. Cl.

C10G 2/00 (2006.01)*C01B 3/00* (2006.01)*C01B 3/02* (2006.01)*C01B 3/24* (2006.01)*C07C 1/04* (2006.01)*C07C 1/10* (2006.01)*C07C 2/00* (2006.01)**(12) ABSTRACT OF INVENTION**(21)(22) Application: **2011116824/04, 27.04.2011**(24) Effective date for property rights:
27.04.2011

Priority:

(22) Date of filing: **27.04.2011**(43) Application published: **10.11.2012 Bull. 31**(45) Date of publication: **27.01.2013 Bull. 3**

Mail address:

**630090, g.Novosibirsk, ul. Institutskaja, 4/1,
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 FOR COMPLEX PROCESSING OF GASEOUS CARBON-CONTAINING MATERIAL (VERSIONS)**

(57) Abstract:

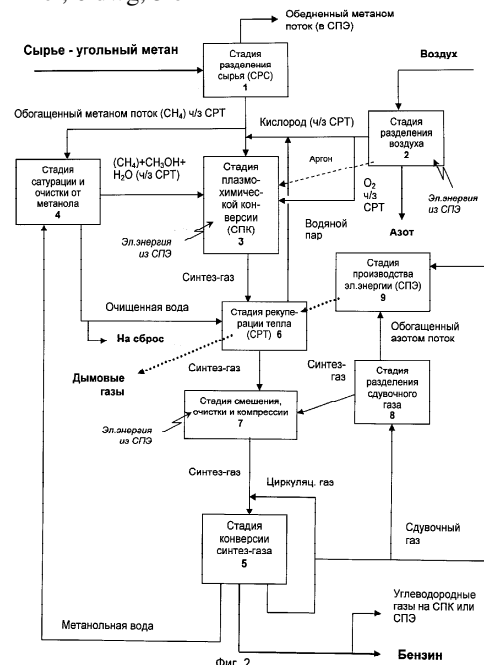
FIELD: chemistry.

SUBSTANCE: method for complex processing of gaseous carbon-containing material relates to methods of processing methane-containing gases, including coalmine methane, coal bed methane, natural and coke gas and different metallurgical gases. The method for complex processing of gaseous carbon-containing material involves a step for plasma-chemical conversion of material to obtain synthesis gas, a step for converting synthesis gas and auxiliary steps - heat recuperation, electric power generation, cleaning and compressing synthesis gas, separating gases and air. The gaseous carbon-containing material used is coal bed methane with air concentration of not more than 60 vol. %, which is divided into two streams: the methane-poor stream is fed for burning and the methane-rich stream, one part of which along with oxygen separated from air or oxygen and water vapour is fed into at least one electric-arc plasmatron, and the other methane-rich part of the stream is heated to temperature of 100-400°C and fed to a step for

saturation and removing methanol, where the gas stream is brought into contact with methanol water which is fed from the step for converting synthesis gas; the process for heat-mass-exchange of the gas with the liquid is carried out on a solid support or in a centrifugal-bubbling layer, wherein water from which methanol has been removed is used to produce water vapour and the output gas stream is heated at the heat recuperation step and together with the heated oxygen and the stream coming out of the plasmatron at temperature higher than 1500°C is fed into the mixing chamber of the plasma-chemical reactor to obtain synthesis gas containing up to 20 vol. % nitrogen, wherein the synthesis gas is cooled at the heat recuperation step and after passing the purification and compression step is fed into a catalytic reactor for the synthesis gas conversion step, where the synthesis gas conversion process takes place at pressure of 40-150 atm or in one zone or two successive zones of the catalytic reactor; gaseous reaction products and unreacted synthesis gas components are recirculated with multistep cooling of the gas coming out of the reactor to 10-30°C and the

desired organic product is condensed, for example, a gasoline cut or byproducts - methanol water and hydrocarbon gases, which are fed into the plasma-chemical reactor or to the electric power generation step, wherein the relief gas from recycling is fed for burning or is divided into two streams: a nitrogen-rich stream which is burnt; nitrogen-poor synthesis gas which is compressed and fed for mixing with synthesis gas which is purified and compressed to operating pressure, wherein the methane-poor stream, the relief gas or nitrogen-rich stream is fed to the electric power generation step. Two versions of the method are provided.

EFFECT: achieving high recuperation of physical heat of streams, using energy potential of material for complete independency of gaseous carbon-containing material, ecologically clean production, creating conditions for a safe process of extracting and processing methane-air mixtures, recycling gaseous carbon-containing material.



RU 2 4 7 3 6 6 3 C 2

RU 2 4 7 3 6 6 3 C 2

Изобретение относится к органической химии, в частности, к способам переработки газообразного углеродсодержащего сырья в химические продукты, а именно к способам переработки метансодержащих газов, включая шахтный метан, метан угольных пластов, природный и коксовый газы, и различных металлургических газов с получением высокооктанового бензина и/или другой высоколиквидной химической продукции и сопутствующего производства электрической и тепловой энергии.

Использование шахтного метана и метана из угольных пластов (называемых сокращенно угольным метаном), коксового, природного и металлургических газов является важным направлением развития малой энергетики и газохимии в большинстве развитых стран мира.

Разработка современных комплексных программ безопасной и рентабельной эксплуатации угольных шахт включает мероприятия, связанные с утилизацией шахтного метана, выделяемого из выработанного пространства угольных пластов.

Угольные шахтные газы, полученные тем или иным способом из угольных месторождений или шахт, представляют собой газовые смеси с различным соотношением метана и воздуха, содержащие небольшое количество диоксида углерода (до 2-3% об.). Газы вентиляционных выбросов с низким содержанием метана (1-5% об.) не представляют практического интереса как исходное сырье для получения синтез-газа и химических синтезов на его основе. Метановоздушные смеси с концентрацией метана от 5 до 15% об. являются взрывоопасными смесями при атмосферном давлении и температуре окружающей среды 20°C. Шахтный газ с содержанием метана от 15 до 40% об. забалластирован азотом (от 65 до 45% об.) и имеет низкий химический потенциал и мало пригоден для промышленного использования в качестве исходного сырья для синтеза органических продуктов (моторных топлив, метанола, ацетилен). Практический интерес представляют газовые смеси с содержанием метана не ниже 40% об. (и, соответственно, воздуха не выше 60% об.). В настоящее время проблема утилизации метановоздушных смесей является весьма актуальной.

В некоторых патентах метан угольных пластов и шахтный метан различного состава предлагается использовать для теплоснабжения и электроснабжения зданий и сооружений, а также для удовлетворения различных технологических нужд, применяющих горячую воду, воздух, пар, синтез-газ (патенты РФ №2306423, E21F 7/00, 2006 г. и №2393354, E21F 7/00, 2009 г.).

Принципиально другим вариантом решения проблемы утилизации шахтного метана (угольного шахтного газа) является его химическая переработка в ценные органические продукты, такие как метанол (патент Китая №101302139, C01B 3/34, 2008 г.) или диметиловый эфир (ДМЭ) (патент Японии №2001342161, C07B 61/00, 2001 г.). Данный способ переработки метана в ДМЭ состоит из ряда последовательных стадий: 1) парокислородного риформинга угольного шахтного газа с получением синтез-газа, 2) реакции водяного газа с получением водорода, 3) выделения полученного H₂ и 4) процесса синтеза диметилового эфира из оставшегося синтез-газа.

В патентной литературе представлены способы получения жидких углеводородных топлив (бензина, дизтоплива) с использованием плазменной технологии образования ацетилен из метансодержащих газов с дальнейшим превращением ацетилен или продукта его гидрирования - этилена - в метанол, бензин, дизтопливо или жидкие углеводороды с преобладанием пентана (патенты США №6130260, C07C 2/76, 1998 г.; №6602920, C07C 2/00, 2001 г.; №7183451, C07C 2/78, 2004 г.; №7667085, C07C 11/28, 2007 г.).

Более близкими к предлагаемому способу являются способы окислительной конверсии метана с образованием водорода и оксидов углерода, такие как паровой и пароуглекислотный риформинг, парциальное 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 превращения метана применяют катализаторы на основе никеля или высокие температуры (выше 1200°С).

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, С10J3/18, 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.

Произведенный из метана синтез-газ может быть превращен в различные органические продукты, например, метанол на Cu -содержащих катализаторах или синтетические жидкие углеводороды - на катализаторах Фишера-Тропша.

Известен способ получения углеводородов из синтез-газа, разбавленного азотом до 50% об., давлении 30 атм и температурах 230-320°С с бинарными каталитическими системами на основе катализаторов синтеза Фишера-Тропша и цеолита типа ZSM-5 (Вытнова Л.А., Клигер Г.А., Боголепова Е.И. и др. - Нефтехимия, 2001, т.41, №3, с.201-208). Синтез-газ с высоким разбавлением азотом может быть получен при конверсии метана с использованием воздуха. Согласно данному способу жидкими продуктами превращения синтез-газа являются бензиновая фракция (углеводороды $\text{C}_5\text{-C}_{10}$), дизельная фракция (углеводороды $\text{C}_{10}\text{-C}_{20}$), твердые парафины C_{21+} и реакционная вода, содержащая кислородсодержащие соединения. Данный способ получения углеводородов имеет ряд существенных недостатков:

- 1) высокое метанообразование - от 17 до 40% мас., от суммы углеводородов;
- 2) низкая селективность процесса по углеводородам C_{5+} - 37-50% масс.;
- 3) малая степень полезного использования «углерода» исходного синтез-газа т.е. количество перешедшего «углерода» CO в «углерод» жидких углеводородов составляет не более 30% масс.

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°С в присутствии кислородсодержащего газа, при этом содержание кислорода по массе в два раза превышает содержание метана. Полимеризацию проводят последовательно, пропуская синтез-газ над хром-никелевым катализатором и цеолитным катализатором при 65-78 атм и 140-160°С. Из полученного продукта выделяют смесь предельных углеводородов $\text{C}_5\text{-C}_{10}$. Существенным недостатком данного способа является незаконченность процесса синтеза жидкого моторного

топлива, т.к. смесь предельных углеводородов C_5-C_{10} не является товарным бензином из-за низкого октанового числа и требуются дополнительные стадии переработки фракции предельных углеводородов C_5-C_{10} в высокооктановые компоненты бензина - ароматические и изомеризованные углеводороды C_5-C_{10} .

5 Наиболее близким к предлагаемому по своей технической сущности является способ, 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
10 высокочастотный плазмотрон, работающий в диапазоне частот 0,37-0,44 МГц. Образующийся побочно хвостовой газ синтеза Фишера-Тропша и/или выделенный из него CO_2 рециркулируют обратно в плазменный реактор для превращения в синтез-газ совместно с исходным углеводородным сырьем. Схематичное описание процесса показано на фиг.1 (перевод на русский язык фиг.1 из патента США №6380268,
15 C07C 27/00, 2000 г.). Процесс проводят в реакторе плазменного риформинга 9. Давление в реакторе близко к атмосферному, степень преобразования электрической энергии в тепловую энергию газа составляет около 70%. Предполагается наличие термодинамического равновесия в выходящем потоке газа. Поток метансодержащего
20 газа 13, в частности, природного газа, содержащего 89,00% об. метана, 6,63% об. этана, 0,71% об. пропана, 2,95% об. диоксида углерода и 0,71% об. азота, нагревают до температуры 400°C и вводят вместе с потоком водяного пара 14 прямо в реактор 9 или подают в реактор 9 через плазменный генератор 12. Диоксид углерода может
25 быть также введен в реактор 9 при недостатке водяного пара для предотвращения любого отложения углерода на катализаторе. Горячий поток синтез-газа с температурой 900-1000°C поступает в котел-утилизатор 16, где происходит передача тепла поступающему потоку воды 15 и образуется дополнительное количество водяного пара, идущее на смешение с потоком водяного пара 14 на входе в реактор 9.
30 Охлажденный в котле-утилизаторе 16 синтез-газ поступает в нагреватель газов 17, где он отдает остаток тепла исходному потоку метансодержащего газа и потоку хвостового газа (или CO_2), поступающему на стадию плазменного риформинга со стадии синтеза Фишера-Тропша (Ф-Т). Охлажденные продукты реактора 9 с помощью компрессора 18 сжимают, нагревают и вводят в реактор Ф-Т 19 под
35 давлением 16-17 атм и с температурой 250°C. Продукты реакции из реактора Ф-Т 19 охлаждают в конденсаторе 22 с помощью оборотной воды с температурой 60°C. Затем охлажденные продукты реакции разделяют на газообразную и жидкую - водомасляную - фракции в сепараторе 23. Газы охлаждают в конденсаторе 24 с
40 использованием хладагента с температурой 10°C, пропускают через газожидкостной сепаратор 25 для отделения водомасляной фракции. Далее охлажденный газ проходит через H_2 -сепаратор 26 для отделения водорода, а остаточный хвостовой газ через нагреватель газов 17 рециркулируют на стадию плазменного риформинга или
45 охлажденный газ проходит через CO_2 -сепаратор 26 для отделения диоксида углерода, который через нагреватель газов 17 рециркулируют на стадию плазменного риформинга. Продуктами процесса Ф-Т являются фракции вода-масло и воск-масло и, возможно, водород - в случае рецикла хвостового газа.

Основными недостатками прототипа являются:

50 1) способ производства жидких моторных топлив ограничен продуктами синтеза Фишера-Тропша, в составе которых присутствуют низкооктановая бензиновая фракция и дизельная фракция (масло), а также тяжелый углеводородный остаток (воск); для их практического использования необходимы дополнительные

технологические стадии разгонки на фракции и переработки полученных углеводородных фракций в товарные продукты;

2) в способе не сказано о возможности переработки газов с высоким содержанием азота или азота и кислорода (воздуха),

3) высокочастотный плазмотрон (ВЧ-плазмотрон), работающий в диапазоне 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 реализации плазменного риформинга;

4) по стехиометрии процесса пароуглекислотной конверсии метана необходимо около 20% превращенного углерода возвращать назад на конверсию метана в виде диоксида углерода, сосредоточенного в хвостовом газе, т.е. в используемом процессе синтеза Фишера-Тропша должна быть высокая селективность побочного образования CO_2 из CO ;

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

Технический результат выражается в получении востребованной продукции и снижении удельного расхода электроэнергии.

Задачей настоящего изобретения является: 1) получение товарного продукта с более высокими потребительскими свойствами - высокооктанового бензина с умеренным содержанием ароматических углеводородов (в пределах максимальных ограничений для товарных бензинов Евро-2-5) по сравнению с низкооктановой бензиновой фракцией, входящей в состав углеводородных продуктов синтеза Фишера-Тропша, получаемых по прототипу, 2) снижение удельного расхода электроэнергии, расходуемое плазмотроном на поддержание процессов паровой и углекислотной конверсии углеводородов, 3) применение предлагаемого способа для утилизации угольного метана, разбавленного воздухом до 60% об., 4) использование дополнительных источников газообразного углеродсодержащего сырья, а именно металлургических газов, для комплексной их переработки вместе с природным или коксовым газами с целью увеличения выхода синтез-газа и оптимизации его состава. Задачей также является: 1) достижение максимально возможной рекуперации физического тепла потоков и использование энергетического потенциала сырья для обеспечения полной автономности процесса конверсии газообразного углеродсодержащего сырья; 2) обеспечение экологической чистоты производства, 3) создание условий для безопасности технологического процесса добычи и переработки метановоздушных смесей (угольного метана).

Поставленная задача решается по любому из трех нижеприведенных основных вариантов способа.

По первому из них (Вариант 1) поставленная задача решается тем, что переработку газообразного углеродсодержащего сырья осуществляют путем плазмохимической конверсии сырья, основанной на взаимодействии сырья, как правило, с водяным паром, кислородом, диоксидом углерода, а также с их смесями с получением синтез-газа, каталитической конверсии синтез-газа и использованием вспомогательных стадий - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, при этом в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют угольный метан с концентрацией воздуха не более 60% об., который разделяют на два потока: обедненный метаном поток

направляют на сжигание и обогащенный метаном поток, одну часть которого вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть обогащенного метаном потока нагревают до температуры 100-400°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактирует 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, очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, а выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретым кислородом и выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°C потоком подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа, содержащего до 20% об. азота, при этом синтез-газ охлаждают на стадии рекуперации тепла и после прохождения стадии очистки и компрессии направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-150 атм или в одной зоне при температуре в реакторе 360-420°C на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора при температуре 230-420°C в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира и при температуре 240-500°C во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе, при 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 направляют на сжигание или разделяют на два потока: обогащенный азотом поток - сжигают, а обедненный азотом синтез-газ - компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом, при этом обедненный метаном поток, сдувочный газ или обогащенный азотом поток направляют на стадию производства электроэнергии.

По второму из них (Вариант 2) поставленная задача решается тем, что переработку газообразного углеродсодержащего сырья осуществляют путем плазмохимической конверсии сырья, основанной на взаимодействии сырья, как правило, с водяным паром, кислородом, диоксидом углерода, а также с их смесями с получением синтез-газа, каталитической конверсии синтез-газа и использованием вспомогательных стадий - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, при этом в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют металлургические газы и природный газ, одну часть которого вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть природного газа нагревают до температуры 100-400°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, при этом очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, а выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с выходящим из плазмотрона

с температурой более 1500°С потоком и подогретыми кислородом или кислородом и диоксидом углерода, полученным из металлургических или металлургических и дымовых газов на стадии выделения оксидов углерода, подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа, при этом синтез-газ
5 охлаждают на стадии рекуперации тепла, смешивают с выделенными из металлургических газов монооксидом углерода или оксидами углерода и водородом и после очистки и компримирования направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-
10 150 атм или в одной зоне при температуре в реакторе 360-420°С на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора при температуре 230-420°С в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира и при температуре 240-500°С во второй
15 зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе, при рециркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многоступенчатом охлаждении выходящего из реактора газа до 10-30°С и конденсации целевого органического продукта, например, бензиновой фракции
20 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 направляют на сжигание или разделяют на два потока: обогащенный азотом поток - сжигают, а обедненный азотом синтез-газ - компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления
25 синтез-газом, при этом сдувочный газ или обогащенный азотом поток направляют на стадию производства электроэнергии.

По третьему из них (Вариант 3) поставленная задача решается тем, что переработку газообразного углеродсодержащего сырья осуществляют путем плазмохимической
30 конверсии сырья, основанной на взаимодействии сырья, как правило, с водяным паром, кислородом, диоксидом углерода, а также с их смесями с получением синтез-газа, каталитической конверсии синтез-газа и использованием вспомогательных стадий - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, при этом в качестве газообразного
35 углеродсодержащего сырья используют металлургические газы и коксовый газ, который разделяют на два потока: водородсодержащий поток - очищают, компримируют и подают на стадию конверсии синтез-газа, и обогащенный метаном поток, одну часть которого вместе с выделенным из воздуха кислородом или
40 кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора, а другую часть обогащенного метаном потока нагревают до температуры 100-400°С и подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактирует с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, процесс тепломассообмена газа с жидкостью
45 осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, при этом очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, а выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°С потоком и подогретыми
50 кислородом или кислородом и диоксидом углерода, полученным из металлургических или металлургических и дымовых газов на стадии выделения оксидов углерода, подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа, при этом синтез-газ охлаждаают на стадии рекуперации тепла, смешивают с

водородсодержащим потоком или водородсодержащим потоком и выделенными из металлургических газов монооксидом углерода или оксидами углерода и водородом и после очистки и компримирования направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-150 атм или в одной зоне при температуре в реакторе 360-420°C на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора при температуре 230-420°C в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира и при температуре 240-500°C во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе, при 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 направляют на сжигание или разделяют на два потока: обогащенный азотом поток - сжигают, а обедненный азотом синтез-газ - компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом, при этом сдувочный газ или обогащенный азотом поток направляют на стадию производства электроэнергии.

Отличительными признаками изобретения являются:

1) в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют угольный метан с концентрацией воздуха не более 60% об. (Вариант 1), металлургические газы и природный газ (Вариант 2) или металлургические газы и коксовый газ (Вариант 3);

2) угольный метан разделяют на два потока: обедненный метаном поток, который направляют на сжигание, и обогащенный метаном поток (Вариант 1);

3) коксовый газ разделяют на два потока: водородсодержащий поток - очищают, компримируют и подают на стадию конверсии синтез-газа, и обогащенный метаном поток (Вариант 2);

4) одну часть обогащенного метаном потока (Варианты 1 и 2) или природного газа (Вариант 3) вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон плазмохимического реактора;

5) другую часть обогащенного метаном потока (Варианты 1 и 2) или природного газа (Вариант 3) нагревают до температуры 100-400°C и направляют на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактирует с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа;

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

7) газовый поток, выходящий со стадии сатурации и очистки от метанола, нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретым кислородом и выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°C потоком подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа (Вариант 1);

8) газовый поток, выходящий со стадии сатурации и очистки от метанола, нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°C потоком и подогретыми кислородом или кислородом и диоксидом углерода, полученным из металлургических или металлургических и дымовых газов на стадии выделения оксидов углерода, подают в камеру смешения

плазмохимического реактора с получением синтез-газа (Варианты 2 и 3);

9) в результате плазмохимической конверсии угольного метана с концентрацией воздуха не более 60% об. получают синтез-газ, содержащий до 20% об. азота (Вариант 1);

10) синтез-газ, выходящий из плазмохимического реактора, охлаждают на стадии рекуперации тепла и смешивают с выделенными из металлургических газов монооксидом углерода или оксидами углерода и водородом (Варианты 2 и 3);

11) где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-150 атм или в одной зоне при температуре в реакторе 360-420°C на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора при температуре 230-420°C в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира и при температуре 240-500°C во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе, при рециркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многоступенчатом охлаждении выходящего из реактора газа до 10-30°C;

12) целевым органическим продуктом процесса конверсии синтез-газа является бензиновая фракция, а побочными продуктами - метанольная вода и углеводородные газы, которые подают в плазмохимический реактор или на стадию производства электроэнергии;

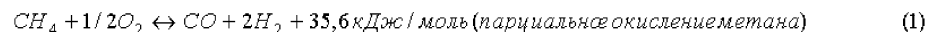
13) сдувочный газ, выходящий из циркуляционного контура, направляют на сжигание или разделяют на два потока: обогащенный азотом поток - сжигают, а обедненный азотом синтез-газ - компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом;

14) в качестве генератора плазмы используют двухструйный электродуговой плазмотрон;

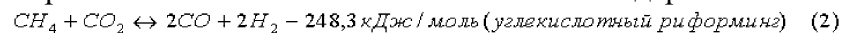
15) на стадии разделения воздуха получают азот, который направляют на технические нужды и аргон, который используют для защиты электродов плазмотрона;

16) в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют металлургические газы - доменный или конверторный газы, отходящий газ ферросплавного или другого металлургического производства, использующего углеродсодержащее сырье (Варианты 2 и 3).

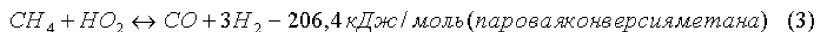
Во всех вариантах заявляемого способа при проведении высокотемпературного плазмохимического процесса конверсии угольного метана, природного газа и метана из коксового газа в плазмохимическом реакторе используют наряду с водяным паром также кислород, что позволяет увеличить содержание CO в синтез-газе и снизить энергозатраты процесса за счет протекания экзотермической реакции парциального окисления метана:



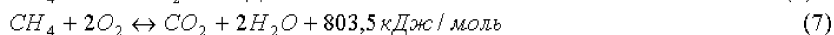
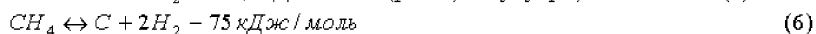
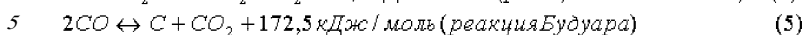
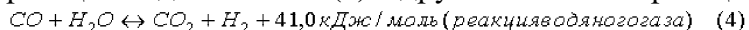
В Вариантах 2 и 3 заявляемого способа в качестве окислительного агента также используют диоксид углерода, выделенный из металлургических или металлургических и дымовых газов, и реакция протекает с поглощением тепла и образованием синтез-газа с повышенным содержанием CO:



Реакция углекислотного риформинга (2) компенсирует реакцию паровой конверсии метана (3), которая обогащает синтез-газ водородом:



В реальных условиях процесса конверсии метана в той или иной степени протекают реакции водяного газа (4) и другие побочные реакции (5-9):



Состав конвертированного газа определяется положением равновесия независимых реакций (3) и (4). Реакция (2) в Варианте 1 является производной, но имеет существенное значение при подаче дополнительного количества диоксида углерода в плазмохимический реактор в Вариантах 2 и 3 заявляемого способа. Влиянием реакции (1) на состояние равновесия можно пренебречь, так как константа ее равновесия в интервале рабочих температур в плазмохимическом реакторе 1000-1500°C и более настолько велика, что концентрация непрореагировавшего кислорода в равновесной газовой смеси практически равна нулю. При этом количество кислорода, превышающее 0,5 моля на моль CH_4 , полностью расходуется на протекание высокоэкзотермичных побочных реакций (7-9), имеющих также высокие значения константы равновесия.

Пользуясь числовыми значениями констант равновесия реакций, приведенных в справочной литературе, можно определить для заданных условий равновесный состав газовой смеси. На основании этих данных следует, что с увеличением температуры конверсии содержание метана и CO_2 в равновесной газовой смеси падает и при температурах порядка 1200°C и выше близко к нулю. Поэтому при моделировании состава синтез-газа, полученного путем высокотемпературной конверсии угольного метана, остаточным содержанием метана и CO_2 в равновесной газовой смеси можно пренебречь.

Главным препятствием для химического использования угольного метана, полученного при дегазации шахт или добытого из угольных пластов, является высокое содержание в нем сопутствующего воздуха. В заявленном изобретении предлагается использовать способ повышения концентрации метана, который основан на мембранной технологии разделения газов за счет разницы парциальных давлений проникновения молекул газа через полимерное покрытие мембранных волокон.

Важной характеристикой заявляемого изобретения является экологичность применяемой технологии для переработки различного газообразного углеродсодержащего сырья, в частности, углеводородного сырья, содержащего метан, 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% масс., и поэтому подлежит полной биологической или химической очистке перед сбрасыванием в канализацию или природные водоемы.

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 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 паровой или парокислородной конверсии метана и других легких углеводородов.

Авторы настоящего изобретения предлагают использовать в плазмохимических процессах паровой, парокислородной или парокислородоуглекислотной конверсии газообразного углеродсодержащего сырья (угольного метана, природного газа или метана из коксового газа) 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 (в частности, угольного метана) 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 газообразного углеродсодержащего сырья и/или направляют на теплоэнергетические и/или хозяйственные нужды установки. Количество водяного пара для протекания плазмохимической конверсии метана (а также его гомологов) определяют исходя из стехиометрии протекания реакций парциального окисления, паровой и углекислотной конверсии углеводородов и мольного соотношения Н₂, СО и СО₂ в получаемом синтез-газе.

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 метана и его гомологов для снижения удельного расхода электроэнергии, расходуемое плазмотроном на поддержание процессов паровой и углекислотной 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.

Полученный азот подают в выработанное пространство выемочного участка лавы угольной шахты для вытеснения метана из выработанного пространства с целью профилактики предотвращения эндогенных пожаров и снижения уровня взрывоопасности рудничной атмосферы. Азот используют также 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.

При проведении высокотемпературного плазмохимического процесса паровой конверсии угольного метана получают синтез-газ с повышенным мольным отношением Н₂ к СО. Стехиометрическое превращение данного синтез-газа в жидкие

углеводороды или диметиловый эфир (ДМЭ) приводит к высвобождению «лишнего» водорода, который в присутствии катализатора постоянно находится в равновесии с CO_2 и водой, образующимися в результате синтеза ДМЭ и углеводородов. Удаление из циркуляционного газа сконденсировавшейся воды смещает равновесие реакции $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ в сторону образования CO , что приводит к значительному снижению содержания CO_2 в циркуляционном и, соответственно, в сдувочном газе (до 3-4% об. и менее). Поэтому выделение CO_2 из сдувочных газов и его рециркуляция в плазмохимический реактор мало повлияют на снижение мольного отношения H_2 к CO в получаемом синтез-газе. Более высокую концентрацию CO_2 имеют дымовые газы, образующиеся на установке при сжигании горючего газа, состоящего из смеси сдувочного и низкокалорийного потока метановоздушной газовой смеси. Выделение диоксида углерода из дымовых газов и возвращение его в плазмохимический реактор позволяет, во-первых, значительно снизить выброс этого парникового газа в атмосферу, а во-вторых, увеличить количество получаемого синтез-газа благодаря дополнительному вовлечению в процесс его производства углерода, содержащегося в выделенном из дымовых газов диоксиде углерода. В конечном итоге этот технологический прием приводит к повышению выхода конечного продукта на единицу исходного сырья (метана). В настоящем изобретении предлагаются известные способы извлечения диоксида углерода из сдувочного и дымовых газов, применяемые в химической промышленности.

Металлургические газы (доменный или конверторный газы, отходящий газ ферросплавного или другого металлургического производства) также могут быть использованы в качестве газообразного углеродсодержащего сырья как источник CO , CO_2 и H_2 . Большинство металлургических газов имеют низкую эффективную теплоту сгорания (менее 10 МДж/м³ газа) и забалластированы азотом до 50% об., что снижает их энергетический потенциал. В то же время они являются мощным источником оксидов углерода - важной составляющей частью синтез-газа. Поэтому, комбинация переработки углеводородного сырья, а именно метансодержащих газов, таких как природный (Вариант 2) и коксовый (Вариант 3) газы, с металлургическими газами позволяет добиться, с одной стороны, утилизации металлургических газов, а с другой стороны, обогащения синтез-газа оксидами углерода. Такая комплексная переработка газообразного углеродсодержащего сырья приводит к повышению выхода конечного продукта на единицу исходного сырья (метана) и снижению выбросов в атмосферу оксидов углерода в отходящих газах металлургических производств.

На фиг.1 - принципиальная схема конверсии метансодержащего газа по прототипу;

На фиг.2 - принципиальная схема способа комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья - угольного метана (Вариант 1);

На фиг.3 - принципиальная схема способа комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья - металлургических газов и природного газа (Вариант 2);

На фиг.4 - принципиальная схема способа комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья - металлургических газов и коксового газа (Вариант 3);

На фиг.5. - принципиальная схема стадии плазмохимической конверсии газообразного углеродсодержащего сырья (метансодержащего газа);

На фиг.6 - принципиальная схема стадии конверсии синтез-газа.

Полученный из газообразного углеродсодержащего сырья синтез-газ подвергают глубокой очистке от механических примесей и соединений серы. Эта стадия необходима, чтобы предотвратить дезактивацию катализаторов конверсии синтез-

газа. Органические соединения серы разлагаются в плазмотроне и плазмохимическом реакторе при высокой температуре с образованием сероводорода. В результате очистки синтез-газа от сероводорода, например, на оксиде цинка (цинковом поглотителе) при атмосферном давлении и температуре 380-400°C остаточное
5 содержание сероводорода в очищенном синтез-газе не превышает 0,5 мг/нм³ газа, что удовлетворяет требованиям к чистоте синтез-газа. Для удаления сероводорода могут быть применены другие известные способы очистки синтез-газа от сероводорода, проводимые до или после компримирования синтез-газа.

10 В некоторых случаях, в частности, при высоких концентрациях соединений серы в газообразном углеродсодержащем сырье процесс полного или частичного их удаления может быть осуществлен перед плазмохимической конверсией сырья.

Процесс получения жидких моторных топлив (высокооктанового бензина) и других
15 продуктов из синтез-газа проводят в одной или нескольких реакционных зонах каталитического реактора (или отдельных реакторах) под давлением 40-150 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
20 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)
25 определяются многими параметрами, а именно составом синтез-газа, рабочим давлением, температурой, целевыми продуктами и т.д.

Описание способов получения высокооктанового бензина, диметилового эфира (ДМЭ), фракции ароматических углеводородов, легкой бензиновой и пропан-
30 бутановой фракций из синтез-газа, а также свойств активных компонентов, применяемых для приготовления используемых здесь катализаторов, приведены в патентах РФ №2089533, С07С 1/04, 1994 г.; №2284312, С07С 1/04, 2005 г.; №2339603, С07С 1/04, 2007 г.; №2342354, С07С 1/04, 2007 г.; №2375407, С07С 1/04, 2008 г. Согласно
35 данным патентам в диапазоне параметров процесса - давлении 40-100 атм и температур 200-500°C синтез-газ может быть превращен в высокооктановый бензин и/или ДМЭ и/или другие вышеперечисленные продукты.

Катализаторы и их комбинации, описанные в перечисленных патентах, при
использовании в заявленном способе рабочих давлений до 150 атм позволяют
40 добиться максимально возможной степени превращения синтез-газа, содержащего до 20% об. азота, 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.).
45 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.

В условиях высокой конверсии исходного сырья - синтез-газа, разбавленного
50 азотом до 20% об., наблюдается значительный рост концентрации азота в циркуляционном газе (до 60% об. и более). Обогащение реакционной газовой смеси инертным компонентом - азотом - приводит к снижению скорости протекания реакций синтеза углеводородов и, как следствие, - к уменьшению активности

(производительности) катализатора. В то же время происходит улучшение теплового баланса в реакторе - выравниваются температуры по слою катализатора и снижается риск локальных перегревов катализатора. Для эффективного превращения синтез-газа с концентрацией азота, близкой к 20% об., авторы предлагают проводить процесс его конверсии при давлении в реакторе, близком к 150 атм. Данный прием позволяет увеличить парциальные давления СО и Н₂ в высокоразбавленном синтез-газе и тем самым повысить скорости реакций конверсии СО и Н₂ в метанол, ДМЭ и жидкие углеводороды.

Применение в заявленном способе многоступенчатого охлаждения выходящего из реактора газа до 10-30°C при давлениях до 150 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.

По сравнению с прототипом 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 жидких 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 смеси сдувочного (или обогащенного азотом) и обедненного метаном потоков, 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 процесса переработки газообразного углеродсодержащего сырья (см. фиг.2-4) иллюстрируют варианты предлагаемого способа. На фиг.5 и 6

показаны стадии плазмохимической конверсии сырья и конверсии синтез-газа, соответственно. Сущность предлагаемого способа и его практическая применимость излагается в нижеприведенных примерах 1-5.

Примеры осуществления предлагаемого способа по Варианту 1.

5 Пример 1. Схематичное описание примера показано на фиг.2. Газообразное углеродсодержащее сырье - угольный метан, содержащий 55% об. метана, 9% об. кислорода и 36% об. азота и диоксида углерода, на стадии разделения сырья 1 делят на два потока: обедненный метаном поток, который направляют на сжигание, и
10 обогащенный метаном поток, содержащий 65% об. метана, 7% об. кислорода и 28% об. азота и диоксида углерода, одну часть которого вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 2 кислородом подают в двухструйный электродуговой плазмотрон на стадию плазмохимической конверсии 3, а другую
15 часть обогащенного метаном потока нагревают до температуры 200°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола 4, где газовый поток контактирует с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 5. Процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют в сатураторе на твердом носителе - кольцах Рашига. Выходящую из сатуратора очищенную от метанола воду
20 применяют для производства водяного пара в котле-утилизаторе на стадии рекуперации тепла 6. Выходящий из сатуратора газовый поток нагревают до 400°C на стадии рекуперации тепла 6 и вместе с подогретым кислородом направляют на стадию плазмохимической конверсии 3 в камеру смешения плазмохимического реактора адиабатического типа (см. фиг.5), куда поступают из плазмотрона с температурой
25 1520°C продукты превращения первой части угольного метана. В плазмохимическом реакторе протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии метана с образованием синтез-газа, содержащего 59% об. водорода, 29% об. монооксида углерода и 12% об. азота. Синтез-газ, выходящий из плазмохимического реактора с температурой 1150°C, охлаждают на стадии рекуперации тепла 6 и после очистки от
30 сероводорода до 0,5 мг/нм³ и компримирования до 100 атм на стадии очистки и компрессии 7 смешивают с синтез-газом с содержанием до 8% об. азота, полученным на стадии разделения сдувочного газа 8, и после смешения с циркуляционным газом направляют в каталитический реактор 11 стадии конверсии синтез-газа 5. На фиг.6
35 показана подробно принципиальная схема стадии конверсии синтез-газа. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 100 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при температуре 400°C в каталитическом реакторе 11. Полученные продукты после реактора охлаждают до 12°C в
40 многоступенчатой системе рекуперативного теплообменника 12, воздушного холодильника 13 и водяных холодильников с оборотной 14 и захоленной до 7°C водой 15 и разделяют в сепараторах высокого 16 и низкого давления 17 на газ, метанольную воду и жидкую углеводородную фракцию. Большую часть газа подают по рециклу в каталитический реактор, меньшая часть газа идет на сдувку. Выход
45 товарного бензина, содержащего 29% мас. ароматических углеводородов, составляет 130 г/нм³ синтез-газа. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на два потока: обогащенный азотом поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9, и обедненный азотом синтез-газ, который компримируют и подают
50 на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом. Танковый газ из сепаратора низкого давления 17 и газ стабилизации бензина - после ректификационной колонны 18 - направляют в плазмохимический реактор на стадию плазмохимической конверсии 3.

Пример 2. Схематичное описание примера показано на фиг.2. Газообразное углеродсодержащее сырье - угольный метан, содержащий 95% об. метана, 1% об. кислорода и 4% об. азота и диоксида углерода, без прохождения мембран на стадии разделения сырья 1 делят на два потока: одну часть угольного метана вместе с водяным паром и выделенным на стадии разделения воздуха 2 кислородом подают в электродуговой плазмотрон на стадию плазмохимической конверсии 3, а другую часть обогащенного метаном потока нагревают до температуры 200°C и подают в сатуратор на стадию сатурации и очистки от метанола 4, где газовый поток контактирует с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 5. 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 6. Выходящий из сатуратора газовый поток нагревают до 400°C на стадии рекуперации тепла 6 и вместе с подогретым кислородом направляют на стадию плазмохимической конверсии 3 в камеру смешения плазмохимического реактора адиабатического типа (см. фиг.5), куда поступают из плазмотрона с температурой 1520°C продукты превращения первой части угольного метана. В плазмохимическом реакторе протекают реакции парциального окисления и паровой конверсии метана с образованием синтез-газа, содержащего 66% об. водорода, 32% об. монооксида углерода и 2% об. азота. Синтез-газ, выходящий из плазмохимического реактора с температурой 1100°C, охлаждают на стадии рекуперации тепла 6 и после очистки от сероводорода до 0,5 мг/нм³ и компримирования до 80 атм на стадии очистки и компрессии 7 смешивают с синтез-газом с содержанием до 6% об. азота, полученным на стадии разделения сдувочного газа 8, и после смешения с циркуляционным газом направляют в каталитический реактор на стадию конверсии синтез-газа 5. На фиг.6 показана подробно принципиальная схема стадии конверсии синтез-газа. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 80 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при температуре 400°C в каталитическом реакторе 11. Полученные продукты после реактора охлаждают до 15°C в многоступенчатой системе рекуперативного теплообменника 12, воздушного холодильника 13 и водяных холодильников с оборотной 14 и захлажденной до 7°C водой 15 и разделяют в сепараторах высокого 16 и низкого давления 17 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 29% мас. ароматических углеводородов, составляет 138 г/нм³ синтез-газа. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на два потока: обогащенный азотом поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9, и обедненный азотом синтез-газ, который компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом. Танковый газ из сепаратора низкого давления 17 и газ стабилизации бензина - после ректификационной колонны 18 - направляют в плазмохимический реактор на стадию плазмохимической конверсии 3.

Пример 3. Схематичное описание примера показано на фиг.2. Газообразное углеродсодержащее сырье - угольный метан, содержащий 45% об. метана, 11% об. кислорода и 44% об. азота и диоксида углерода, на стадии разделения сырья 1 делят на два потока: обедненный метаном поток, который направляют на сжигание, и обогащенный метаном поток, содержащий 55% об. метана, 9% об. кислорода и 36%

об. азота и диоксида углерода, одну часть которого вместе с выделенным на стадии
разделения воздуха 2 кислородом подают в электродуговой плазмотрон на стадию
плазмохимической конверсии 3, а другую часть обогащенного метаном потока
нагревают до температуры 300°C и подают на стадию сатурации и очистки от
5 метанола 4, где газовый поток контактирует с метанольной водой, которую подают
со стадии конверсии синтез-газа 5. 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
10 утилизаторе на стадии рекуперации тепла 6. Выходящий из ЦБА газовый поток
нагревают до 480°C на стадии рекуперации тепла 6 и вместе с подогретыми
кислородом и водяным паром направляют на стадию плазмохимической конверсии 3
в камеру смешения плазмохимического реактора адиабатического типа (см. фиг.5),
куда поступают из плазмотрона с температурой 1600°C продукты превращения
15 первой части угольного метана. В плазмохимическом реакторе протекают реакции
парциального окисления и паровой конверсии метана с образованием синтез-газа,
содержащего 55% об. водорода, 27% об. монооксида углерода и 18% об. азота. Синтез-
газ, выходящий из плазмохимического реактора с температурой 1050°C, охлаждают
20 на стадии рекуперации тепла 6 и после очистки от сероводорода до 0,5 мг/нм³ и
компримирования до 150 атм на стадии очистки и компрессии 7 смешивают с синтез-
газом с содержанием до 10% об. азота, полученным на стадии разделения сдувочного
газа 8, и после смешения с циркуляционным газом направляют в каталитический
реактор стадии конверсии синтез-газа 5. На фиг.6 показана подробно принципиальная
25 схема стадии конверсии синтез-газа. Процесс конверсии синтез-газа проводят под
давлением 150 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводов при
температуре 400°C в каталитическом реакторе 11. Полученные продукты после
реактора охлаждают до 12°C в многоступенчатой системе рекуперативного
30 теплообменника 12, воздушного холодильника 13 и водяных холодильников с
оборотной 14 и захолаженной до 7°C водой 15 и разделяют в сепараторах высокого 16
и низкого давления 17 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 27% мас. ароматических
35 углеводородов, составляет 122 г/нм³ синтез-газа. Отводимый из рецикла сдувочный газ
разделяют на два потока: обогащенный азотом поток, который сжигают на стадии
производства электроэнергии, и обедненный азотом синтез-газ, который
компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления
40 синтез-газом. Танковый газ из сепаратора низкого давления 17 и газ стабилизации
бензина - после ректификационной колонны 18 - направляют в плазмохимический
реактор на стадию плазмохимической конверсии 3.

Пример осуществления предлагаемого способа по Варианту 2.

45 Пример 4. Схематичное описание примера показано на фиг.3. Газообразное
углеродсодержащее сырье - природный газ, содержащий 96% об. метана, 2% об.
этана, 1% об. пропана и бутанов, 1% об. азота и диоксида углерода, без прохождения
мембран на стадии разделения сырья 1 делят на два потока: одну часть природного
газа вместе с выделенным на стадии разделения воздуха 2 кислородом подают в
50 электродуговой плазмотрон на стадию плазмохимической конверсии 3, а другую
часть природного газа нагревают до температуры 350°C и подают на стадию
сатурации и очистки от метанола 4, где газовый поток контактирует с метанольной
водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 5. 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 6. Выходящий из ЦБА газовый поток нагревают до 400°C на стадии рекуперации тепла 6 и вместе с подогретыми кислородом и диоксидом углерода, полученными из доменного газа на стадии выделения оксидов углерода 10, направляют на стадию плазмохимической конверсии 3 в камеру смешения плазмохимического реактора адиабатического типа (см. фиг.5), куда поступают из плазмотрона с температурой 1700°C продукты превращения первой части природного газа. В плазмохимическом реакторе протекают реакции парциального окисления и пароуглекислотной конверсии метана с образованием синтез-газа, содержащего 66% об. водорода, 33% об. монооксида углерода и 1% об. азота. Синтез-газ, выходящий из плазмохимического реактора с температурой 1000°C, охлаждают на стадии рекуперации тепла 6, смешивают с выделенным из доменного газа монооксидом углерода и после очистки от сероводорода до 0,5 мг/нм³ и компримирования до 100 атм на стадии очистки и компрессии 7 смешивают с синтез-газом с содержанием до 4% об. азота, полученным на стадии разделения сдувочного газа 8, и после смешения с циркуляционным газом направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа 5. На фиг.6 показана подробно принципиальная схема стадии конверсии синтез-газа. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 100 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при температуре 390°C в каталитическом реакторе 11. Полученные продукты после реактора охлаждают до 25°C в многоступенчатой системе рекуперативного теплообменника 12, воздушного холодильника 13 и водяных холодильников с оборотной 14 и захлажденной до 7°C водой 15 и разделяют в сепараторах высокого 16 и низкого давления 17 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 42% мас. ароматических углеводородов, составляет 136 г/нм³ синтез-газа. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на два потока: обогащенный азотом поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9, и обедненный азотом синтез-газ, который компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом. Танковый газ из сепаратора низкого давления 17 и газ стабилизации бензина - после ректификационной колонны 18 - направляют в плазмохимический реактор на стадию плазмохимической конверсии 3.

40 Пример осуществления предлагаемого способа по Варианту 3.

Пример 5. Схематичное описание примера показано на фиг.4. Газообразное углеродсодержащее сырье - коксовый газ, содержащий 25% об. метана, до 3% об. этана, этилена и других углеводородов, 60% об. водорода, 8% об. оксидов углерода, около 4% об. азота и кислорода, на стадии разделения сырья 1 делят на два потока: водородсодержащий поток, который очищают, компримируют и подают на стадию конверсии синтез-газа 5, и обогащенный метаном поток, одну часть которого вместе с выделенным на стадии разделения воздуха 2 кислородом подают в электродуговой плазмотрон на стадию плазмохимической конверсии 3, а другую часть коксового газа нагревают до температуры 250°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола 4, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа 5. 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 6. Выходящий из сатуратора газовый поток нагревают до 450°C на стадии рекуперации тепла 6 и вместе с подогретыми кислородом и диоксидом углерода, полученным из дымовых газов на стадии выделения оксидов углерода 10, направляют на стадию плазмохимической конверсии 3 в камеру смешения плазмохимического реактора адиабатического типа (см. фиг.5), куда поступают из плазмотрона с температурой 1550°C продукты превращения первой части коксового газа. В плазмохимическом реакторе протекают реакции парциального окисления и пароуглекислотной конверсии метана с образованием синтез-газа, содержащего 65% об. водорода, 32% об. монооксида углерода, 1% об. диоксида углерода и 1% об. азота. Синтез-газ, выходящий из плазмохимического реактора с температурой 960°C, охлаждают на стадии рекуперации тепла 6, смешивают с оксидами углерода и водородом, выделенными из ферросплавного газа, и водородом, выделенным из коксового газа. После очистки от сероводорода до 0,5 мг/нм³ и компримирования до 80 атм на стадии очистки и компрессии 7 сжатый синтез-газ смешивают с синтез-газом с содержанием до 4% об. азота, полученным на стадии разделения сдувочного газа 8, и после смешения с циркуляционным газом направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа 5. На фиг.6 показана подробно принципиальная схема стадии конверсии синтез-газа. Процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 80 атм на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов при температуре 400°C в каталитическом реакторе 11. Полученные продукты после реактора охлаждают до 20°C в многоступенчатой системе рекуперативного теплообменника 12, воздушного холодильника 13 и водяных холодильников с оборотной 14 и захлажденной до 7°C водой 15 и разделяют в сепараторах высокого 16 и низкого давления 17 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 124 г/нм³ синтез-газа. Отводимый из рецикла сдувочный газ разделяют на два потока: обогащенный азотом поток, который сжигают на стадии производства электроэнергии 9 (фиг.4), и обедненный азотом синтез-газ, который компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом. Танковый газ из сепаратора низкого давления 17 и газ стабилизации бензина - после ректификационной колонны 18 - направляют в плазмохимический реактор на стадию плазмохимической конверсии 3.

Предлагаемый способ обеспечивает возможность создания на его основе эффективных, энергетически независимых и экологически чистых установок по производству востребованных синтетических жидких продуктов (высокооктанового бензина), позволяющий использовать установки данного типа на угольных шахтах, месторождениях угольного метана, коксохимических и металлургических предприятиях.

Формула изобретения

1. Способ комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья, включающий стадию плазмохимической конверсии сырья, основанный на взаимодействии сырья, как правило, с водяным паром, кислородом, диоксидом углерода, а также с их смесями 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 в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют угольный метан с концентрацией воздуха не более 60 об.%, который разделяют на два потока:

5 обедненный метаном поток направляют на сжигание и обогащенный метаном поток, одну часть которого вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой
плазмотрон, а другую часть обогащенного метаном потока нагревают до
10 температуры 100-400°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, при этом очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, а выходящий газовый
15 поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с подогретым кислородом и выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°C потоком подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа, содержащего до 20 об.% азота, при этом синтез-газ охлаждают на стадии рекуперации тепла и после прохождения стадии очистки и компрессии направляют в каталитический реактор
20 стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-150 атм или в одной зоне при средней температуре в реакторе 360-420°C на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора при температуре 230-420°C в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза
25 углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира и при температуре 240-500°C во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе, рециркуляции газообразных продуктов реакции и непрореагировавших компонентов синтез-газа при многоступенчатом охлаждении выходящего из реактора газа до 10-30°C и конденсации целевого органического
30 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 направляют на сжигание или разделяют на два потока: обогащенный азотом поток
35 сжигают, а обедненный азотом синтез-газ компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом, при этом обедненный метаном поток, сдувочный газ или обогащенный азотом поток направляют на стадию производства электроэнергии.

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

3. 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.

45 4. Способ комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья, включающий стадию плазмохимической конверсии сырья, основанный на взаимодействии сырья, как правило, с водяным паром, кислородом, диоксидом углерода, а также с их смесями 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
50 в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют металлургические газы и природный газ, одну часть которого вместе с выделенным из воздуха

кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон, а другую часть природного газа нагревают до температуры 100-400°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовой поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, при этом очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, а выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°C потоком и подогретыми кислородом или кислородом и диоксидом углерода, полученным из металлургических или металлургических и дымовых газов на стадии выделения оксидов углерода, подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа, при этом синтез-газ охлаждают на стадии рекуперации тепла, смешивают с выделенными из металлургических газов монооксидом углерода или оксидами углерода и водородом и после прохождения стадии очистки и компрессии направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-150 атм или в одной зоне при средней температуре в реакторе 360-420°C на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора при температуре 230-420°C в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира и при температуре 240-500°C во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе, 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 направляют на сжигание или разделяют на два потока: обогащенный азотом поток сжигают, а обедненный азотом синтез-газ компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом, при этом сдувочный газ или обогащенный азотом поток направляют на стадию производства электроэнергии.

5. Способ по п.6, отличающийся тем, что в качестве генератора плазмы используют, по крайней мере, один двухструйный электродуговой плазмотрон.

6. Способ по п.6, отличающийся тем, что в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют металлургические газы - доменный или конверторный газы, отходящий газ ферросплавного или другого металлургического производства, использующего углеродсодержащее сырье.

7. 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.

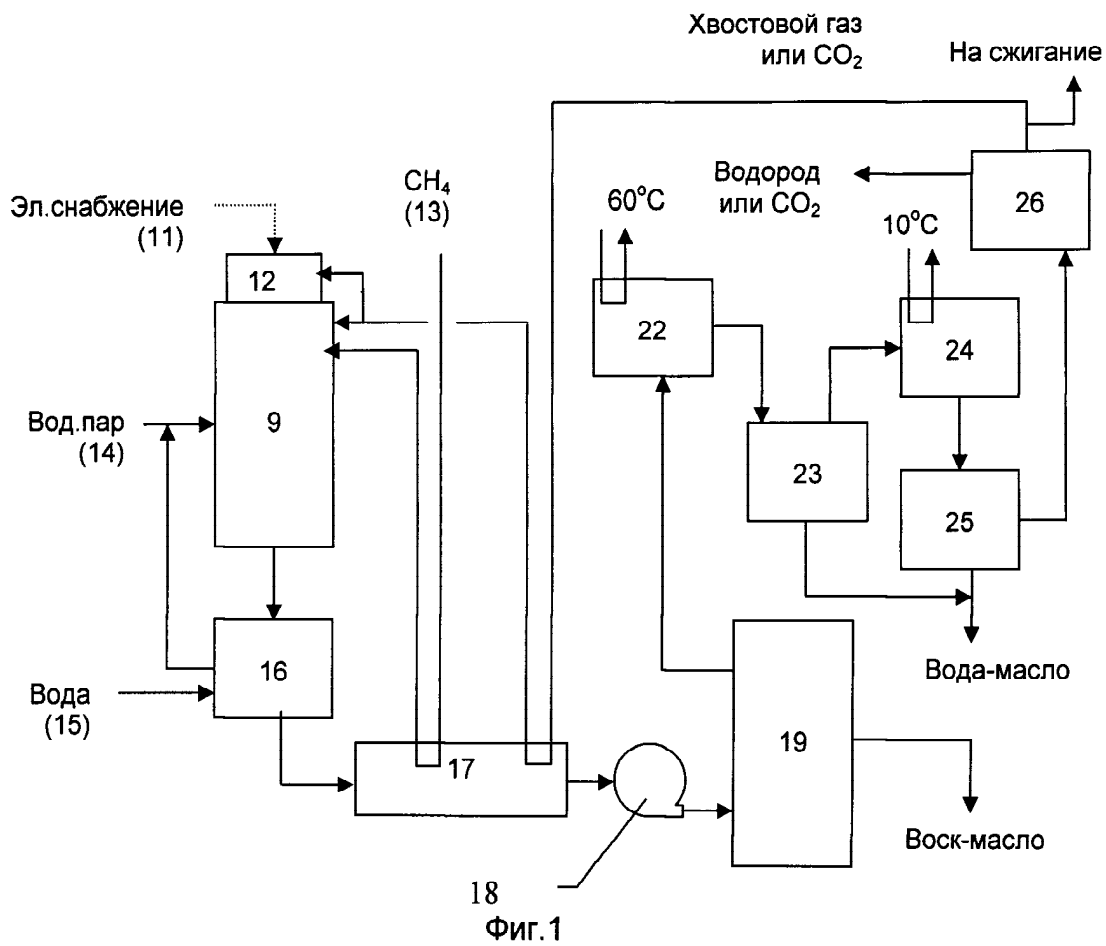
8. Способ комплексной переработки газообразного углеродсодержащего сырья, включающий стадию плазмохимической конверсии сырья, основанный на взаимодействии сырья, как правило, с водяным паром, кислородом, диоксидом углерода, а также с их смесями с получением синтез-газа, стадию конверсии синтез-газа и вспомогательные стадии - рекуперации тепла, производства электроэнергии, очистки и компрессии синтез-газа, разделения газов и воздуха, отличающийся тем, что в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют металлургические

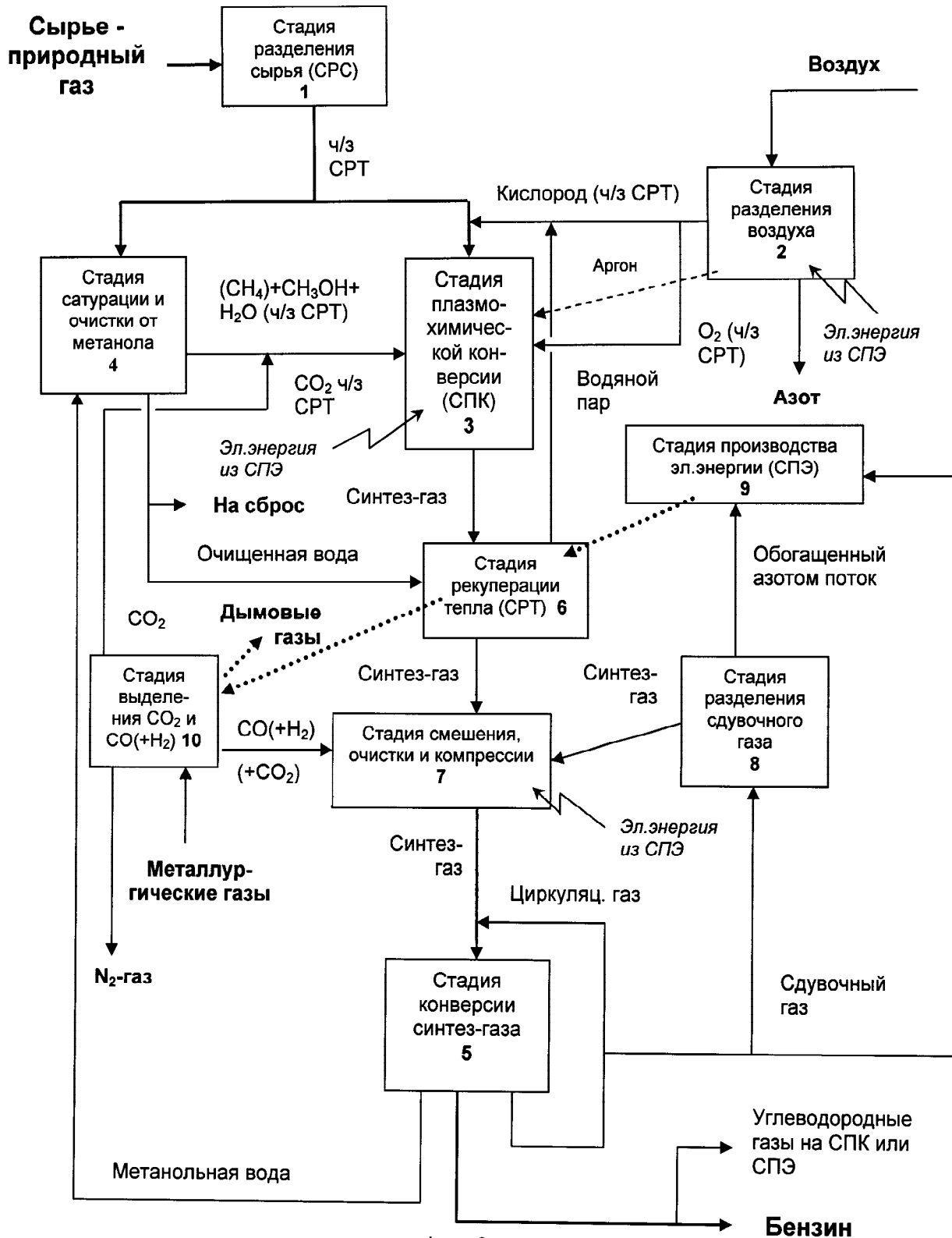
газы, возможно дымовые газы, и коксовый газ, который разделяют на два потока: водородсодержащий поток очищают, компримируют и подают на стадию конверсии синтез-газа, и обогащенный метаном поток, одну часть которого вместе с выделенным из воздуха кислородом или кислородом и водяным паром подают в, по крайней мере, один электродуговой плазмотрон, а другую часть обогащенного метаном потока нагревают до температуры 100-400°C и подают на стадию сатурации и очистки от метанола, где газовый поток контактируют с метанольной водой, которую подают со стадии конверсии синтез-газа, процесс тепломассообмена газа с жидкостью осуществляют на твердом носителе или в центробежно-барботажном слое, при этом очищенную от метанола воду применяют для производства водяного пара, а выходящий газовый поток нагревают на стадии рекуперации тепла и вместе с выходящим из плазмотрона с температурой более 1500°C потоком и подогретыми кислородом или кислородом и диоксидом углерода, полученным из металлургических или металлургических и дымовых газов на стадии выделения оксидов углерода, подают в камеру смешения плазмохимического реактора с получением синтез-газа, при этом синтез-газ охлаждают на стадии рекуперации тепла, смешивают с водородсодержащим потоком или водородсодержащим потоком и выделенными из металлургических газов монооксидом углерода или оксидами углерода и водородом и после очистки и компримирования направляют в каталитический реактор стадии конверсии синтез-газа, где процесс конверсии синтез-газа проводят под давлением 40-150 атм или в одной зоне при средней температуре в реакторе 360-420°C на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или в двух последовательно расположенных зонах каталитического реактора при температуре 230-420°C в первой зоне - на бифункциональном катализаторе синтеза углеводородов или катализаторе синтеза метанола и/или синтеза диметилового эфира и при температуре 240-500°C во второй зоне каталитического реактора - на цеолитсодержащем катализаторе, 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 направляют на сжигание или разделяют на два потока: обогащенный азотом поток сжигают, а обедненный азотом синтез-газ компримируют и подают на смешение с очищенным и сжатым до рабочего давления синтез-газом, при этом сдувочный газ или обогащенный азотом поток направляют на стадию производства электроэнергии.

9. Способ по п.11, отличающийся тем, что в качестве генератора плазмы используют, по крайней мере, один двухструйный электродуговой плазмотрон.

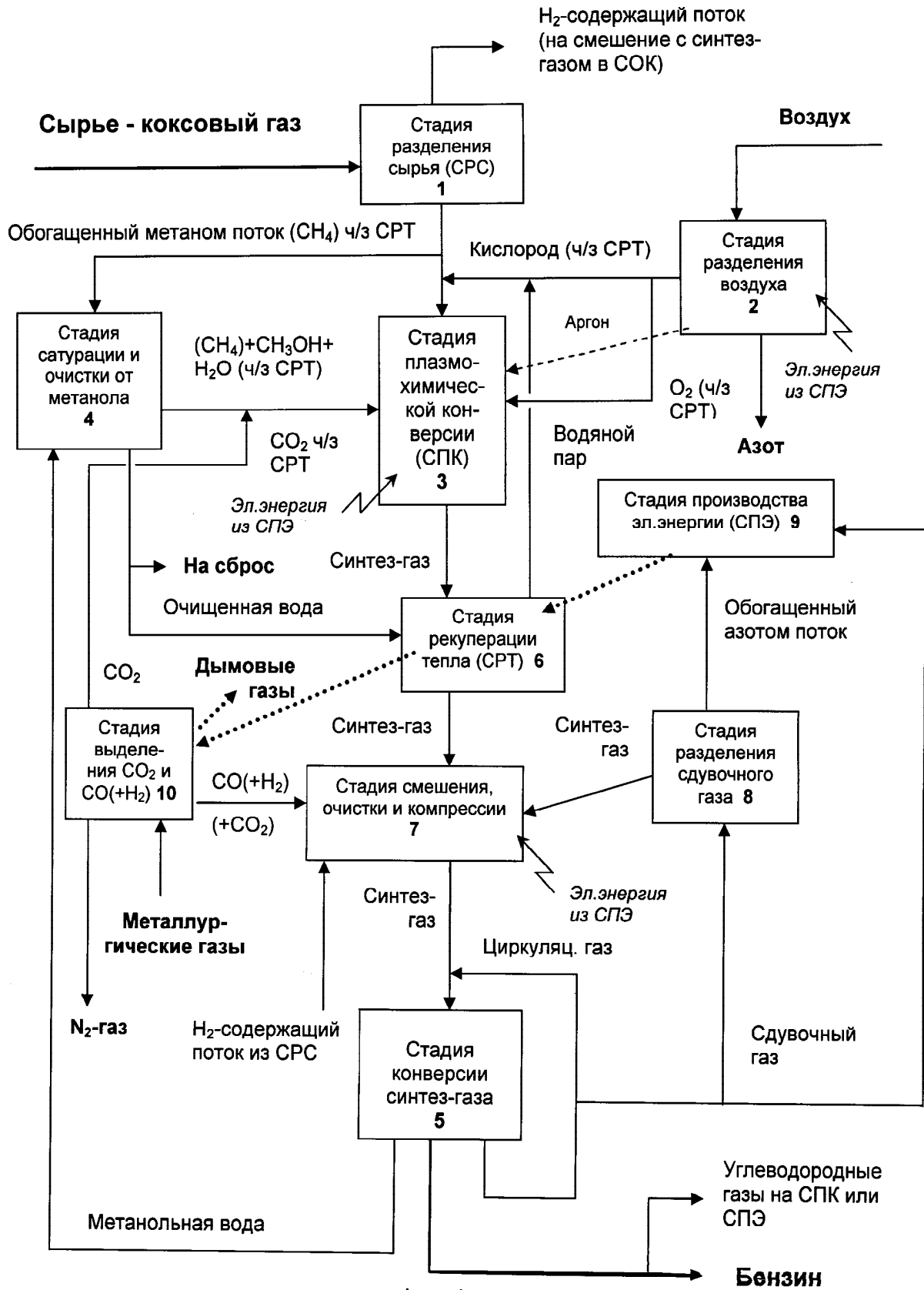
10. Способ по п.11, отличающийся тем, что в качестве газообразного углеродсодержащего сырья используют металлургические газы - доменный или конверторный газы, отходящий газ ферросплавного или другого металлургического производства, использующего углеродсодержащее сырье.

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

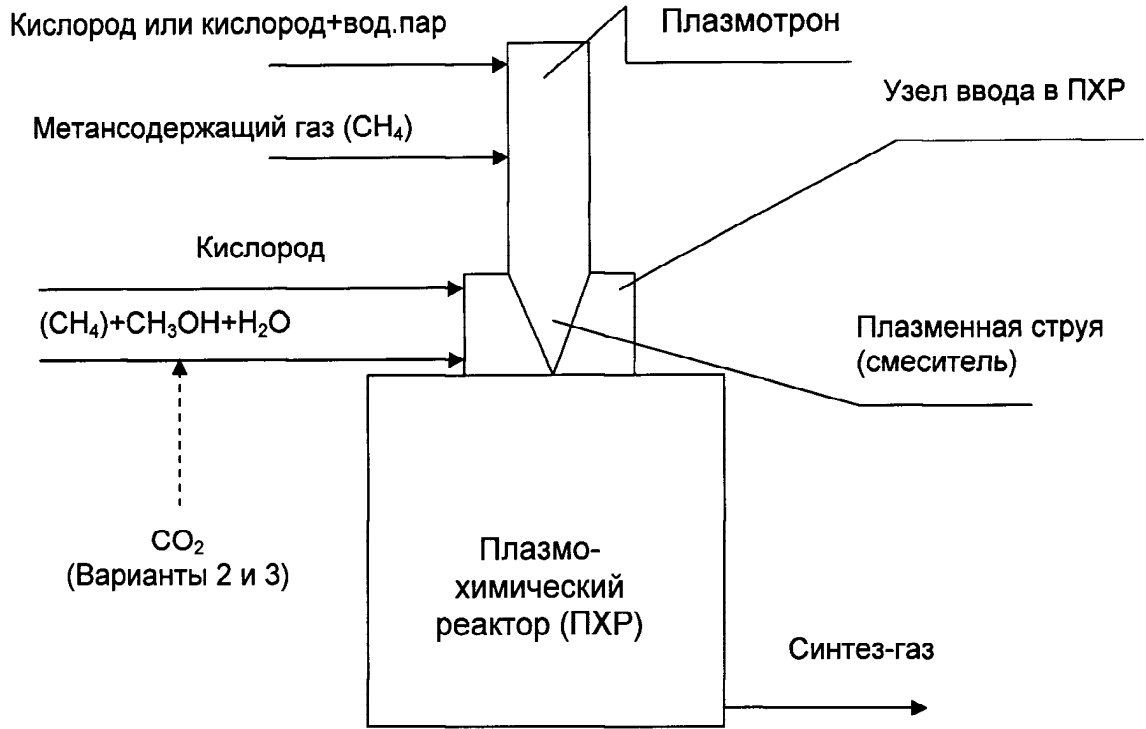




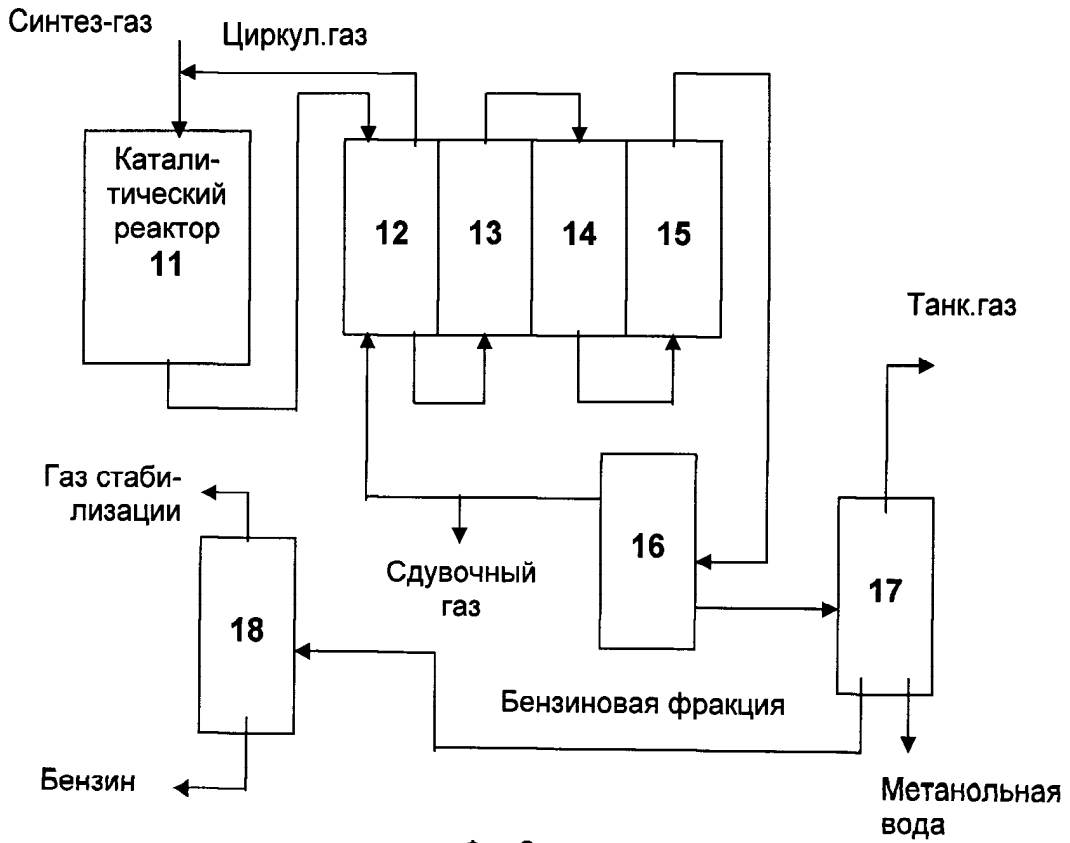
Фиг. 3



Фиг. 4



Фиг.5



Фиг.6