



ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ,
ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21), (22) Заявка: 2007122720/04, 19.06.2007

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
19.06.2007

(45) Опубликовано: 10.12.2008 Бюл. № 34

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: RU 2117687 C1, 20.08.1998. SU 1773928
A1, 07.11.1992. US 4364796 A1, 21.12.1982.Адрес для переписки:
109428, Москва, Рязанский пр-кт, 10, офис Д,
А.И. Блохину

(72) Автор(ы):

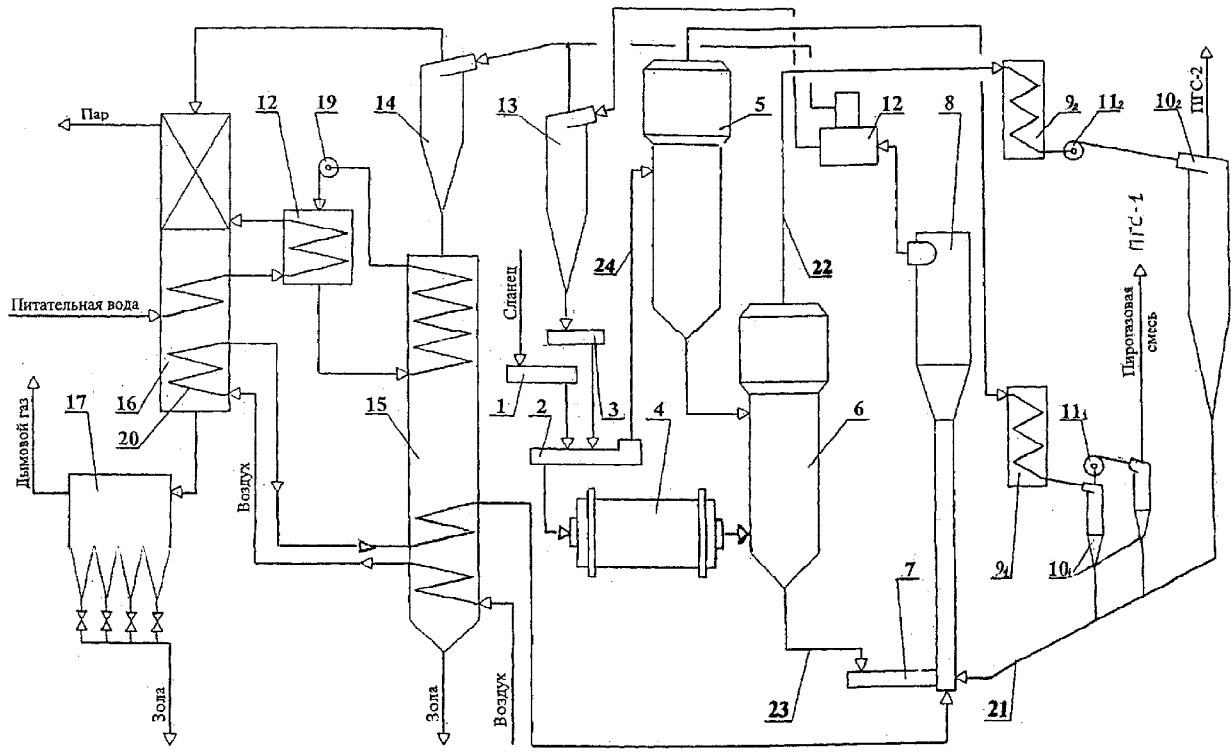
Блохин Александр Иванович (RU),
Блохин Сергей Александрович (RU),
Гольмшток Эдуард Ильич (RU),
Кожичев Дмитрий Васильевич (RU),
Петров Михаил Сергеевич (RU),
Салихов Руслан Минуллаевич (RU),
Стельмах Геннадий Павлович (RU)

(73) Патентообладатель(и):
ООО "ТТУ" (RU)(54) СПОСОБ И УСТАНОВКА ДЛЯ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ВЫСОКОЗОЛЬНОГО
ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

(57) Реферат:

Изобретение относится к термической переработке высокосолевого твердого топлива твердым теплоносителем и может быть использовано в сланцеперерабатывающей, нефтехимической, углеперерабатывающей отраслях промышленности, а также в энергетике, строительной индустрии и дорожном строительстве. Сырое топливо подвергают дроблению и смешивают с твердым теплоносителем. Полученную при смешении топлива с твердым теплоносителем первичную парогазовую смесь, содержащую пары воды и углекислый газ, выводят из смесителя. После чего ее подают в дополнительную пылеосадительную

камеру, охлаждают и направляют в системы очистки и конденсации. Парогазовую смесь, полученную в реакторе пиролиза, выводят в пылеосадительную камеру, подключенную к реактору пиролиза, охлаждают и подают в соответствующие системы очистки и конденсации. Получаемый в процессе пиролиза коксозолевый остаток сжигают в аэрофонтанной топке с получением твердого теплоносителя, направляемого в смеситель. Тепло неочищенного дымового газа используют в теплообменнике и котле утилизаторе. Техническим результатом является повышение качества получаемых жидких и газообразных продуктов, а также упрощение и удешевление процесса. 2 н. и 6 з.п. ф-лы, 3 ил.



Фиг. 1



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY,
PATENTS AND TRADEMARKS

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21), (22) Application: **2007122720/04, 19.06.2007**

(24) Effective date for property rights: **19.06.2007**

(45) Date of publication: **10.12.2008 Bull. 34**

Mail address:
**109428, Moskva, Rjazanskij pr-kt, 10, ofis D,
A.I. Blokhinu**

(72) Inventor(s):
**Blokhin Aleksandr Ivanovich (RU),
Blokhin Sergej Aleksandrovich (RU),
Gol'mshtok Ehdvard Il'ich (RU),
Kozhitsev Dmitrij Vasil'evich (RU),
Petrov Mikhail Sergeevich (RU),
Salikhov Ruslan Minullaevich (RU),
Stel'makh Gennadij Pavlovich (RU)**

(73) Proprietor(s):
OOO "TTU" (RU)

(54) **METHOD AND INSTALLATION FOR THERMAL PROCESSING OF HIGH-ASH SOLID FUEL**

(57) Abstract:

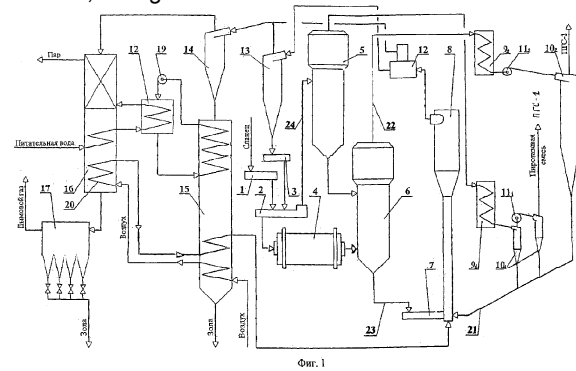
FIELD: chemistry; fuel.

SUBSTANCE: raw fuel is subjected to crushing and mixed with solid heat-transfer agent. The obtained during the mixing with the solid heat-transfer agent initial gas-vapour mixture, containing water vapour and carbon dioxide are removed from the mixer. After which it is passed to an additional dust precipitation chamber, cooled and sent to the cleaning system and condensation. The gas-vapour mixture, obtained in the pyrolysis reactor, is taken to the dust precipitation chamber, connected to the pyrolysis reactor, cooled and sent to the corresponding cleaning system and condensation. The coking remains obtained from the pyrolysis process are burnt in the air-gushing furnace with the reception of a solid heat-transfer agent, directed to the mixer. Warmth of the crude flue

gas is used in the heat exchange device and the waste heat boiler.

EFFECT: increase in the quality of the obtained liquid and gas products, simplification and cheapening the process.

8 cl, 3 dwg



RU 2 340 650 C1

RU 2 340 650 C1

Изобретение относится к способу и установке для термической переработки высокозольного твердого топлива, например сланцев и бурых углей, и может быть использовано в сланцеперерабатывающей, нефтехимической, углеперерабатывающей отраслях промышленности, а также в энергетике, строительной индустрии и дорожном строительстве.

Известен способ термической переработки твердого топлива с использованием твердого теплоносителя (полукокса, кокса или инертных твердых тел), включающий предварительный нагрева топлива обычным газовым теплоносителем перед его смешением с твердым теплоносителем. За счет предварительного нагрева топлива до 200-500°C, в зависимости от его состава, топливо просушивается и прогревается с выделением части пирогенетической воды и углекислого газа. Топливо после отделения от сушильных газов, которые сбрасываются в топку котла или печь, подают в смеситель, его смешивают с твердым теплоносителем и затем пиролизуют с получением полукокса и парогазовой смеси (см. а.с. СССР №92775, опубл. 1967 г., С10в).

Благодаря предварительному прогреву топлива с удалением части парогазовой смеси уменьшается скорость потока парогазовой смеси в реакторе, тем самым уменьшается унос частиц материала, вынос недококсованных частиц с парогазовой смесью из реактора, понижается запыленность получаемой смолы.

Однако наличие дополнительного аппарата - камеры для просушки и предварительного прогрева топлив - усложняет процесс и требует дополнительных затрат.

Известна установка для термической переработки горючих сланцев (УТТ-3000), включающая сушилку, соединенную через циклон для вывода сушильного агента со смесителем топлива с твердым теплоносителем. Смеситель соединен с реактором пиролиза барабанного типа, снабженным пылеосадительной камерой. Вывод парогазовой смеси из пылеосадительной камеры соединен с системой ее очистки и конденсации. Вывод полукокса из пылеосадительной камеры подключен к аэрофонтанной топке, соединенной с циклоном для отделения твердого теплоносителя. Патрубок твердого теплоносителя указанного циклона соединен со смесителем (см. «Энергетик» №9, 2004, стр.9, рис.1).

Недостатком данной установки является большая осевая скорость парогазовой смеси в барабанном реакторе и как следствие этого значительный унос недококсованных частиц в пылеосадительную камеру с образованием запыленной смолы. Кроме того наличие контура сушки усложняет и удорожает агрегат.

Наиболее близким техническим решением к предлагаемому изобретению является установка для термической переработки твердых топлив, в котором также описан способ термической переработки твердых топлив (см. патент РФ №2117687, опубл. 20.08.1998 г., кл. С10В 53/06, С10В 49/16).

Установка содержит шнековый питатель для подачи дробленого сырого топлива в смеситель топлива и твердого теплоносителя. Смеситель подключен к реактору пиролиза барабанного типа, снабженному пылеосадительной камерой с выводами парогазовой смеси и полукокса. Вывод парогазовой смеси сообщен с системой ее конденсации. Вывод полукокса через шнек подключен к аэрофонтанной топке, соединенной с циклоном для отделения твердого теплоносителя, направляемого в смеситель.

Способ включает подачу дробленого сырого топлива непосредственно в смеситель, его нагрев за счет смешения с твердым теплоносителем и пиролиз с образованием парогазовой смеси и полукокса, отделение парогазовой смеси от полукокса и ее подачу в систему конденсации.

Полукоксы направляют в аэрофонтанную топку на сжигание с получением газозвеси. Из газозвеси выделяют твердый теплоноситель и подают на смешение с сырым топливом. Оставшуюся газозвесь совместно с газовым выбросом из циклона твердого теплоносителя выводят в котел-утилизатор.

Недостатки указанных установок и способа термической переработки твердого топлива также связаны с большими скоростями парогазовой смеси в барабанном реакторе, особенно при большой производительности. Повышенный вынос недококсованных частиц в

пылеосадительную камеру увеличивает запыленность получаемой из парогазовой смеси смолы и понижает ее качество.

Кроме того, отсутствие операции сушки в процессе ведет к разбавлению парогазовой смеси водяными парами и углекислым газом, что усложняет очистку и конденсацию парогазовой смеси. А увеличенный объем парогазовой смеси дополнительно повысит вынос частиц из реактора.

- Ограничение производительности - объемов перерабатываемого сырья, ведет к увеличению и удорожанию аппаратов и размеров пиролизного барабана. В случае увеличения производительности барабанного реактора, в котором выдерживается сланец совместно с теплоносителем для завершения процесса полукоксования в течение 18-20 минут, возникает ряд трудно разрешимых задач.

- Увеличение диаметра барабана выше 7 метров вызывает ряд трудностей в их изготовлении, транспортировке и установке (монтаже).

- Увеличение соответственно диаметра горловины вращающихся барабанов затрудняет их герметизацию, которая должна соответствовать перепаду не менее $0,2 \text{ кг/см}^2$.

- Увеличение длины барабана при сохранении его диаметра приводит к необходимости установки добавочных промежуточных опор, увеличивает наклон барабана к горизонту и увеличивает скорость газового потока вдоль оси барабана.

- Отбор всей ПГС после пылеосадительной камеры при переработке бурых углей ведет к получению менее калорийного газа пиролиза, так как последний разбавлен CO_2 и водяными парами, образующимися в период контактов топлива с твердым теплоносителем.

Радикальным способом уменьшения скорости ПГС по реактору является частичный отбор парогазовой смеси непосредственно из смесителя до реактора, так как до 30% по объему газов выделяется в смесителе и через барабан не пойдет. При отборе первичной ПГС, например 30%, из смесителя скорость ПГС в реакторе уменьшается в 1,5-2,0 раза по сравнению с агрегатом, где отбор ПГС осуществляется из барабана.

Поэтому перспективной является схема с расположением первой пылевой камеры непосредственно связанной со смесителем и частичный отбор ПГС непосредственно из смесителя.

В таблице представлены ориентировочные размеры выпускаемых промышленностью горизонтальных барабанных реакторов, рассчитанные из условия их заполнения на 50%, как это было выполнено на установках УТТ-200, УТТ-500 и УТТ-3000, и скорость газовых потоков над твердой фазой внутри барабана.

№№ п/п	Агрегат	Диаметр реактора, м	Длина реактора, м	Время пребывания в барабане, мин	Скорость движения ПГС, м/сек
1	УТТ-200	1,64	4,5	20,6	0,35
2	УТТ-500	2,52	6,0	21,4	0,57
3	УТТ-3000	4,38	14,0	20,7	1,1
4	УТТ-10000	6,38	21,0	18	1,8

Наибольшие скорости движения ПГС имеют место в реакторе агрегата УТТ-10000 при отборе всей ПГС после реактора (поз.4). При таких скоростях газа наблюдается повышенный снос частиц материала вдоль барабана и вынос недококсованных частиц в пылевую камеру.

Для осуществления изобретения предлагается использовать агрегат пиролиза с твердым теплоносителем - новый вариант УТТ-10000 и новый вариант агрегата УТТ-3000 - схема агрегата УТТ-10000 с измененной по сравнению с прототипом агрегата УТТ-3000 существующей схемой использования органического вещества и тепла полукокса, уносов и дымового газа приведена на фиг.1. Производительность единичного агрегата 1-3 млн. т сланца в год (соответственно УТТ-3000 и УТТ-10000).

Исходное сырье - сланец класса 0-25 мм, получаемый с обогатительных фабрик, шахт и разрезов.

Целью изобретения являются способ и установка для термической переработки сланцев твердым теплоносителем, включая новый узел смешения сырого сланца и теплоносителя, с отделением парогазовой смеси как из смесителя, так и барабанного реактора.

Задачей данного изобретения является создание установки и способа получения качественных жидких и газообразных продуктов, упрощение и удешевление процесса переработки твердого топлива за счет исключения тракта сушки.

Для решения указанной задачи способ термической переработки высокозольных топлив, включает дробление топлива, нагрев сырого топлива твердым теплоносителем в смесителе с получением первичной парогазовой смеси, содержащей пары воды и углекислый газ, выводом ее из смесителя, осаждением из нее твердой фазы, охлаждением, очисткой и конденсацией, догрев топлива в реакторе пиролиза с получением парогазовой смеси и полукокса, разделение полукокса и парогазовой смеси, охлаждение последней, ее очистку и конденсацию, сжигание в аэрофонтанной топке с получением газовзвеси, выделение из газовзвеси твердого теплоносителя и подачу его на нагрев сырого топлива в смеситель.

При этом количество выводимой первичной парогазовой смеси из смесителя, содержащей пары воды и углекислый газ, составляет 25-30 вес.% от общего количества получаемой в процессе парогазовой смеси.

Унос твердой фазы со стадий очистки парогазовой смеси направляют в аэрофонтанную топку.

Газовзвесь после выделения твердого теплоносителя разделяют на твердый остаток, подаваемый в теплообменник для подогрева воздуха, и на дымовой газ, направляемый в котел-утилизатор.

Для достижения указанных технических результатов предложена установка для термической переработки высокозольного твердого топлива, изображенная на фиг.1, которая содержит отделение дробления, соединенный с ним посредством шнекового питателя смеситель, снабженный патрубком для вывода первичной парогазовой смеси, реактор пиролиза, связанный со смесителем и снабженный пылесадительной камерой с выводами парогазовой смеси и полукокса, охладитель парогазовой смеси, соединенный с выводом парогазовой смеси пылесадительной камеры реактора пиролиза, систему очистки, соединенную с охладителем, систему конденсации, подключенную к системе очистки, аэрофонтанную топку, соединенную с выводом полукокса пылесадительной камеры реактора пиролиза, циклон твердого теплоносителя, подключенный входом и газовым выходом через байпас к аэрофонтанной топке, а выводом твердого теплоносителя - к смесителю, котел-утилизатор и последовательно установленные дополнительные пылесадительную камеру, соединенную со смесителем, охладитель и системы очистки и конденсации первичной парогазовой смеси.

При этом выводы твердой фазы из систем очистки парогазовой смеси подключены к аэрофонтанной топке.

Установка также содержит теплообменник для подогрева воздуха и циклон для разделения газовзвеси, соединенный входом с газовым выходом циклона твердого теплоносителя, выходом дымового газа - с котлом-утилизатором, а выходом твердого остатка - с теплообменником для подогрева воздуха.

Отсутствие контура сушки упрощает и удешевляет агрегат, так как первая пылесадительная камера, соединенная со смесителем и конденсационная система 1 (КС-1), рассчитанная на конденсацию паров воды, имеют меньший вес и отсутствие также герметизирующих шнеков.

Из КС-1 можно получать при пиролизе некоторых топлив, торфов, бурых углей концентрированную CO_2 , что уменьшает парниковый эффект при выбросе в атмосферу.

На фиг.2 представлена предлагаемая схема основных материальных потоков узла смешения и подачи материала в реактор в варианте агрегатов УТТ-10000 и УТТ-3000 с отбором части ПГС из смесителя, а также схема смесителя и пылесадительной камеры первичной ПГС-1 и их сопряжение, где 1 - шнековый питатель сланца, 2 - полочный смеситель, 3 - шнековый питатель твердого теплоносителя, 4 - реактор, 5 - пылесадительная камера первичной парогазовой смеси (ПГС-1), 6 - пылесадительная камера ПГС-2, 10₁ - циклоны ПГС-1, 8 - технологическая топка, 13 - циклон теплоносителя.

Отбор ПГС из смесителя позволяет решить сразу 2 задачи:

1. Уменьшить снос частиц вдоль барабанного реактора.
2. Уменьшить сопротивление барабана.

5 Организация внутренней циркуляции теплоносителя в смесителе и пылесадительной камере позволяет следующее.

- Понизить эффективную температуру теплоносителя без изменения внешней циркуляции, при этом уменьшается перегрев поверхности частиц сланца.

- Улучшить смешение компонентов и в результате - тепло- и массообмен.

10 - Появляется возможность отказаться от холодильника перед подачей ПГС в циклоны, необходимого для охлаждения ПГС до $t_{росы}$, что повышает эффективность очистки газа. За счет наличия «противоточного элемента» в движении сланца и ПГС, а также за счет выделения паров воды из сланца, температура ПГС понизится до температуры конденсации смолы.

15 Организация противотока сланца, теплоносителя и ПГС (внутренней и внешней циркуляции) позволяет понизить также температуру ПГС и высадить тяжелые масла на твердые частицы и увеличить выход легких и средних фракций, и повысить эффективность работы циклонов системы пылеочистки ПГС.

Отбор ПГС непосредственно из смесителя позволяет уменьшить вторичные реакции в парогазовой смеси, так как уменьшается время контактирования с твердой фазой.

20 Блок-схема предлагаемой системы аппаратов с контурами внешней и внутренней циркуляции сланца и теплоносителя представлена на фиг.3, где 2 - полочный смеситель, 4 - реактор, 5 - пылесадительная камера ПГС-1, 8 - аэрофонтанная топка, 6 - пылесадительная камера ПГС-2, 13 - циклон твердого теплоносителя ТТ. Потoki: ПК - полукоксы, ПГС - парогазовая смесь, КУ, ЗТ, А - потоки в котел-утилизатор, зольный теплообменник и атмосферу, I - контур внутренней циркуляции, II - контур внешней циркуляции.

30 Организация противотока сланца и парогазовых продуктов приводит к увеличению выхода средних и легких фракций сланцевого масла, а также к повышению эффективности работы циклонов системы пылеочистки ПГС. Это позволяет также форсировать движение теплоносителя в стояке перед смесителем до 2800-3300 т/(м².ч).

35 Реализация этих предложений существенно улучшает техникоэкономические показатели, в частности, выход суммарной смолы возрастет на 22-26% в основном за счет кислых компонентов; химический КПД процесса увеличится на 19-20%; содержание сероводорода в полукоксовом газе повышается до рентабельных концентраций. При этом сульфид кальция в золе практически отсутствует, что позволяет широко использовать золу в сельском хозяйстве в качестве раскислителя. Пробег при этом увеличивается в 1,5-2, раза.

На фиг.1 представлена схема установки для термической переработки твердого топлива.

40 Установка содержит отделение дробления (на чертеже не показано), шнековый питатель 1, подающий сырое топливо в смеситель 2. Реактор пиролиза 4 соединен со смесителем 2 и снабжен пылесадительной камерой 6 с выводами парогазовой смеси и полукокса 22 и 23 соответственно. Система очистки 10₂ парогазовой смеси и система ее конденсации (на чертеже не показано) через холодильник 9₂ подключены к выводу 22 парогазовой смеси. Аэрофонтанная топка 8 при помощи шнекового питателя 7 сообщается с выводом 23 полукокса из пылесадительной камеры 6. Выход аэрофонтанной топки через байпас 12 подключен ко входу и к газовому выходу циклона 13 твердого теплоносителя. Вывод твердого теплоносителя циклона 13 соединен посредством питающего шнека 3 со смесителем 2. Последний снабжен патрубком 24 для вывода первичной парогазовой смеси, соединенным с дополнительной пылесадительной камерой 5. Пылесадительная камера 50 5 подключена к дополнительному охладителю 9₁, сообщаемому с дополнительной системой очистки 10₁ первичной парогазовой смеси. Дополнительная система конденсации первичной парогазовой смеси (на чертеже не указана) подключена к системе очистки 10₁. Системы очистки 10_{1,2} состоят из циклонов, снабженных нагнетателями 11₁. Выводы

твердой фазы систем очистки 10_{1,2} парогазовой смеси подключены к аэрофонтанной топке 8 по линии 21.

Установка содержит циклон 14 для разделения газозвеси, поступающей из газового выхода циклона 13 твердого теплоносителя. Вывод твердого остатка из циклона 14
5 сообщен с теплообменником 15 для подогрева воздуха. Выход дымового газа указанного циклона соединен с котлом-утилизатором 16 и далее через электрофильтр 17 дымовые газы выходят в атмосферу. Котел-утилизатор 16 снабжен воздухоподогревателем 20, выносным экономайзером 18 и нагнетателем 19.

Установка работает следующим образом.

10 Сырое топливо, например сланец, после дробления подают в смеситель 2, куда одновременно поступает твердый теплоноситель при помощи шнекового питателя 3. В смесителе 2 происходит сушка и частичное полукоксование сланца. Смесь сланца и теплоносителя поступает в реактор пиролиза 4 барабанного типа. Там смесь выдерживают
15 в течение времени, необходимого для завершения передачи тепла от теплоносителя к сланцу и полного термического разложения сланца (полукоксования). Отбор первичной парогазовой смеси, состоящей из паров воды и углекислого газа, осуществляют из смесителя через патрубок 24 и далее через дополнительную пылеосадительную камеру 5. Количество отбираемой первичной парогазовой смеси составляет 25-30 вес.% от общего количества образующейся в процессе парогазовой смеси. Отбор парогазовой смеси,
20 полученной в реакторе пиролиза 4, производят через пылеосадительную камеру 6. Потоки парогазовой смеси после охлаждения в охладителях 9_{1,2} до температуры, несколько превышающей начало конденсации смолы, направляют в соответствующие системы очистки 10_{1,2}, состоящие из выносных циклонов для очистки от уноса твердой фазы, и
25 далее в соответствующие системы конденсации парогазовой смеси и разделения ее на фракции. Уловленный в системах очистки 10_{1,2} унос твердой фазы направляют по линии 21 в аэрофонтанную топку 8 на сжигание. Для повышения напора парогазовой смеси выносные циклоны систем очистки 10_{1,2} снабжены нагнетателями 11_{1,2}.

Полукоксы, полученные в реакторе пиролиза 4 и состоящий из коксозольной смеси, при помощи шнекового питателя 7 направляют в аэрофонтанную топку 8.

30 В аэрофонтанной топке 8 производят сжигание коксозольной смеси и унос твердой фазы систем очистки 10, а также нагрев получающегося остатка (золы) и дымового газа до температуры теплоносителя.

Газозвесь золы и дымового газа из аэрофонтанной топки 8 поступает в байпас 12, где ее разделяют на два потока. Один из них направляют в циклон 13 твердого
35 теплоносителя, где производится выделение золы - теплоносителя в количестве, необходимом для ведения процесса пиролиза в смесителе 2 и в реакторе пиролиза 4. А второй поток смешивается с потоком дымового газа, покидающего циклон 13 твердого теплоносителя. Твердый теплоноситель, выделенный из циклона 13, направляют при помощи шнекового питателя 3 в смеситель 2, а оставшаяся газозвесь поступает в
40 трехступенчатый циклон 14 для разделения газозвеси. Твердый остаток (золу), уловленный в циклоне 14, направляют в теплообменник 15, в котором за счет тепла золы происходит подогрев дутьевого воздуха 20 аэрофонтанной топки 8 и промежуточного теплоносителя - воздуха для нагрева воды в выносном экономайзере 18 котла-утилизатора 16.

45 Дымовой газ после циклона 14 охлаждается в котле-утилизаторе 16 и после санитарной очистки в электрофильтре 17 сбрасывается в атмосферу через дымовую трубу.

Золу, охлажденную в теплообменнике 15, удаляют в сухом виде.

Отсутствие контура сушки упрощает и удешевляет установку, так как дополнительная пылеосадительная камера 5, соединенная со смесителем 2, и конденсационная система,
50 рассчитанная на конденсацию паров воды, имеют меньшие вес и габариты. В данной конденсационной системе можно получать при пиролизе некоторых топлив концентрированный углекислый газ, что уменьшает парниковый эффект при выбросе в атмосферу.

Отбор парогазовой смеси непосредственно из смесителя позволяет уменьшить вторичные реакции в парогазовой смеси, так как уменьшается время контактирования с твердой фазой.

5 Реализация предложенного изобретения существенно улучшит технико-экономические показатели, в частности выход суммарной смолы возрастет на 22-26%, химический КПД процесса увеличится на 19-20%.

Формула изобретения

10 1. Способ термической переработки высокозольного твердого топлива, включающий его дробление, предварительное нагревание сырого топлива твердым теплоносителем в смесителе и догревание топлива в реакторе пиролиза с получением парогазовой смеси и полуккокса, конденсацию парогазовой смеси, сжигание полуккокса в аэрофонтанной топке с образованием газовзвеси твердого теплоносителя и подачу его для нагревания сырого топлива в смеситель, отличающийся тем, что нагревание сырого топлива в смесителе
15 осуществляют с получением первичной парогазовой смеси, содержащей пары воды и углекислый газ, с выводом ее из смесителя, осаждением из нее твердой фазы, охлаждением и подачей на очистку и конденсацию, а парогазовую смесь, полученную в реакторе пиролиза, перед подачей на конденсацию охлаждают и очищают.

20 2. Способ по п.1, отличающийся тем, что количество выводимой из смесителя первичной парогазовой смеси, содержащей пары воды и углекислого газа, составляет 25-30 вес.% от общего количества парогазовой смеси, получаемой в процессе.

3. Способ по п.1, отличающийся тем, что унос твердой фазы со стадии очистки первичной парогазовой смеси направляют в аэрофонтанную топку.

25 4. Способ по п.1, отличающийся тем, что отвод части парогазовой смеси из смесителя улучшает качество сконденсированных жидких продуктов по содержанию мехпримесей, увеличивает выход суммарной смолы до 20 вес.%, химический КПД на 15% и теплотворность полуккоксового газа.

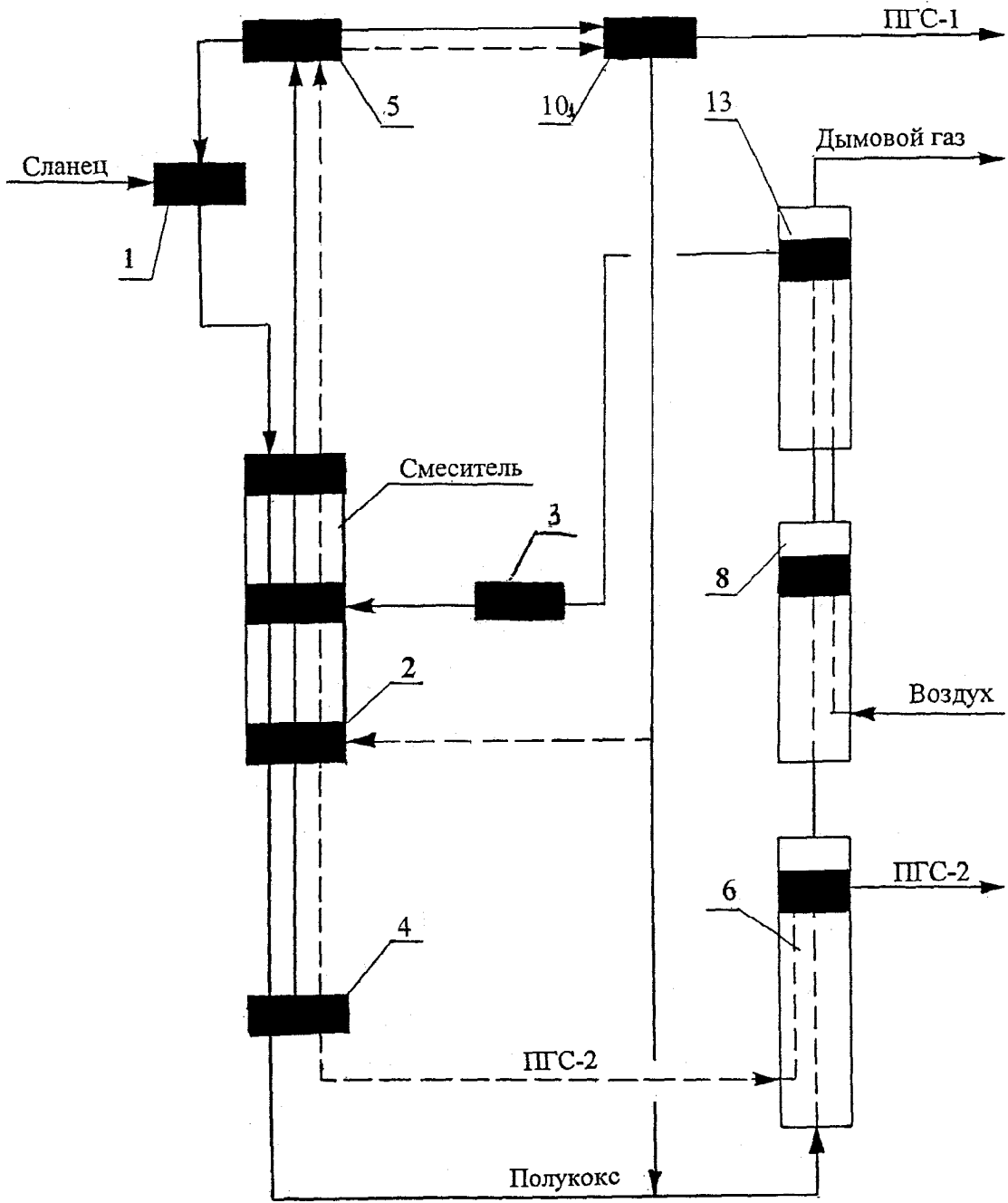
30 5. Способ по п.1, отличающийся тем, что газовзвесь, оставшуюся после выделения из нее твердого теплоносителя, разделяют на твердый остаток, выдаваемый в теплообменник для подогрева воздуха, и на дымовой газ, направляемый в котел-утилизатор.

35 6. Установка для термической переработки высокозольного твердого топлива, содержащая отделение дробления, соединенный с ним посредством шнекового питателя смеситель, реактор пиролиза, связанный со смесителем и снабженный пылесадительной камерой с выводами парогазовой смеси и полуккокса, систему конденсации, аэрофонтанную топку, соединенную с выводом полуккокса из пылесадительной камеры, и циклон твердого теплоносителя, подключенный входом и газовым выходом через байпас к аэрофонтанной топке, а выводом твердого теплоносителя - к смесителю, и котел-утилизатор, отличающаяся тем, что установка содержит последовательно установленные
40 дополнительные пылесадительную камеру, соединенную со смесителем, охладитель и системы очистки и конденсации первичной парогазовой смеси, а смеситель снабжен патрубком для вывода первичной парогазовой смеси, подключенным к дополнительной пылесадительной камере.

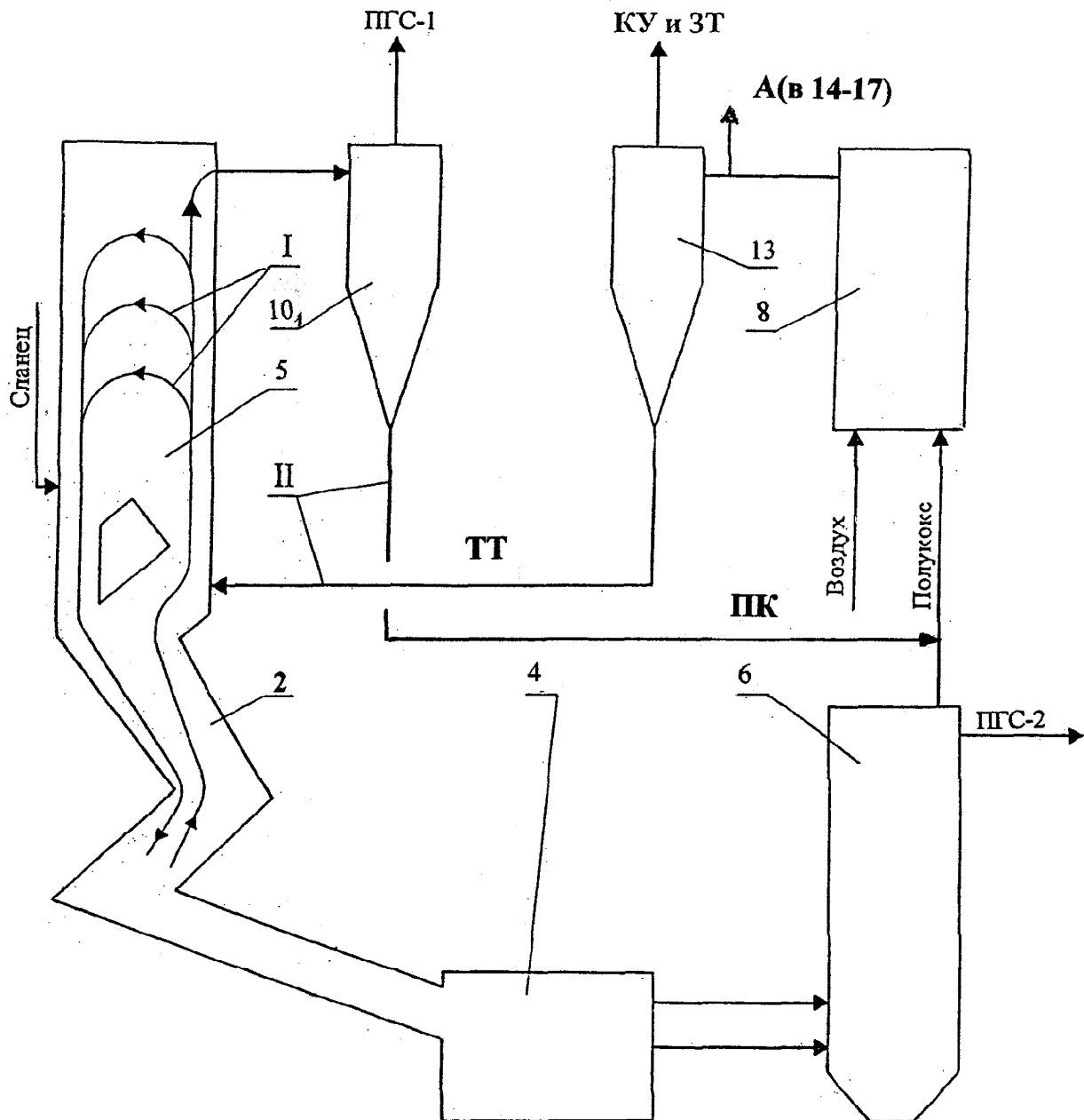
7. Установка по п.6, отличающаяся тем, что выводы твердой фазы из систем очистки парогазовой смеси подключены к аэрофонтанной топке.

45 8. Установка по п.6, отличающаяся тем, что содержит теплообменник для подогрева воздуха и циклон для осаждения твердой фазы газовзвеси, соединенный входом с выходом дымового газа из циклона твердого теплоносителя, выходом дымового газа - с котлом-утилизатором, а выходом твердого остатка - с теплообменником для подогрева воздуха.

50



Фиг. 2



Фиг. 3