

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(21) **202391006** (13) **A1**(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ**(43) Дата публикации заявки
2023.07.17(22) Дата подачи заявки
2021.10.22(51) Int. Cl. *C01B 17/74* (2006.01)
C01B 17/76 (2006.01)
C01B 17/80 (2006.01)
F27D 7/02 (2006.01)
F23G 7/00 (2006.01)
F23G 7/04 (2006.01)
C01B 17/50 (2006.01)
C01B 17/52 (2006.01)(54) **РЕАКТОРНАЯ УСТАНОВКА, СИСТЕМА ОБРАБОТКИ СЕРОСОДЕРЖАЩИХ ОТХОДОВ, СПОСОБ СЖИГАНИЯ СЕРОСОДЕРЖАЩИХ ОТХОДОВ И СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ ПУТЕМ РЕГЕНЕРАЦИИ СЕРОСОДЕРЖАЩИХ ОТХОДОВ**(31) 202011148953.4; 202011150297.1;
202110736751.X; 202110736752.4;
202121481507.5; 202110736743.5;
202110739636.8; 202110736744.X(32) 2020.10.23; 2020.10.23; 2021.06.30;
2021.06.30; 2021.06.30; 2021.06.30;
2021.06.30; 2021.06.30

(33) CN

(86) PCT/CN2021/125714

(87) WO 2022/083737 2022.04.28

(71) Заявитель:

**ЧАЙНА ПЕТРОЛИУМ ЭНД
КЕМИКАЛ КОРПОРЕЙШН;
СИНОПЕК НАНЬЦЗИН РИСЕРЧ
ИНСТИТЬЮТ ОФ КЕМИКАЛ
ИНДАСТРИ КО., ЛТД. (CN)**

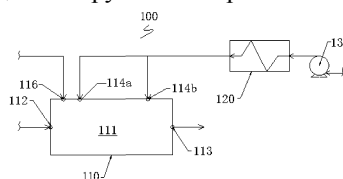
(72) Изобретатель:

**Сюй Сяоянь, Вэй Лань, Чэнь Инбинь,
Ван Сюэвэнь, Цзян Бицин (CN)**

(74) Представитель:

**Билык А.В., Поликарпов А.В.,
Соколова М.В., Путинцев А.И.,
Черкас Д.А., Игнатъев А.В., Дмитриев
А.В., Бучака С.М., Бельтюкова М.В.
(RU)**

(57) В настоящем изобретении раскрыта реакторная установка и система обработки серосодержащих отходов. Реакторная установка содержит топку для проведения реакции горения серосодержащего отработанного смешанного раствора, топка имеет цилиндрическую конструкцию, реакторная установка снабжена входом для топливного газа и выходом для технологического газа, сообщающимися с топкой, вход для топливного газа и выход для технологического газа расположены на двух концах топки на расстоянии вдоль осевого направления топки, вход для топливного газа выполнен с возможностью снабжения топки топливным газом, протекающим вдоль осевого направления топки, реакторная установка содержит механизм подачи воздуха для горения, и механизм подачи воздуха для горения выполнен с возможностью снабжения топки воздухом для горения, протекающим в окружном направлении внутренней стенки топки.

**A1****202391006****202391006****A1**

Реакторная установка, система обработки серосодержащих отходов, способ сжигания серосодержащих отходов и способ получения серной кислоты путем регенерации серосодержащих отходов

Перекрестная ссылка на родственные заявки

В настоящей заявке заявлены преимущества китайских патентных заявок №№ 202011148953.4 и 202011150297.1, поданных 23 октября 2020 г., и китайских патентных заявок №№ 202110739636.8, 202110736744.X, 202110736751.X, 202110736752.4, 202121481507.5 и 202110736743.5, поданных 30 июня 2021, все из которых включены в настоящий документ посредством ссылки.

Область техники

Настоящее изобретение относится к обработке серосодержащих отходов, в частности к реакторной установке, системе обработки серосодержащих отходов, способу сжигания серосодержащих отходов и способу получения серной кислоты путем регенерации серосодержащих отходов.

Уровень техники

Концентрированную серную кислоту широко используют в качестве катализатора в процессах нефтехимической промышленности и органического синтеза, в которых образуется большое количество отработанной серной кислоты. В некоторых процессах органического синтеза, таких как процесс синтеза метилметакрилата (ММА) и процесс синтеза акрилонитрила (АН), в дополнение к отработанной серной кислоте образуется от 30 масс.% до 45 масс.% отработанного сульфата аммония. Эти серосодержащие отходы могут вызывать серьезное загрязнение окружающей среды. Поэтому необходимо очищать промышленные отходы от отработанных кислот и серосодержащих отработанных щелоков и максимально использовать их повторно.

Существующие способы обработки серосодержащих отходов в основном включают высокотемпературное концентрирование, экстракцию растворителем, нейтрализацию щелочью, химическое окисление и крекинг при высокотемпературном сжигании, и т.д. В настоящее время, хотя способ высокотемпературного сжигания является тщательным и чистым, он имеет некоторые недостатки, такие как низкая эффективность сгорания, высокие эксплуатационные расходы и сложная эксплуатация.

Краткое описание изобретения

Для преодоления недостатков предшествующего уровня техники в настоящем изобретении предложена реакторная установка и система обработки серосодержащих отходов. Реакторная установка может обеспечивать сжигание и обработку серосодержащих отходов и подавлять образование оксидов азота.

Для достижения вышеуказанной цели в настоящем изобретении предложена реакторная установка, которая содержит корпус реактора с топкой для проведения реакции горения серосодержащих отходов, и вход для топливного газа, и выход для технологического газа, находящиеся в сообщении с топкой, при этом топка имеет цилиндрическую конструкцию, вход для топливного газа и выход для технологического газа расположены на расстоянии друг от друга на двух концах топки в осевом направлении топки, и вход для топливного газа выполнен с возможностью подачи в топку топлива, протекающего в осевом направлении топки; реакторная установка содержит механизм подачи воздуха для горения, который выполнен с возможностью подачи в топку воздуха для горения, протекающего в окружном направлении внутренней стенки топки.

Возможно механизм подачи воздуха для горения содержит множество групп входов для воздуха для горения, которые расположены на расстоянии в осевом направлении топки.

Возможно группы входов для воздуха для горения включают первую группу входов для воздуха для горения и вторую группу входов для воздуха для горения, при этом первая группа входов для воздуха для горения расположена у входа для топливного газа, а вторая группа входов для воздуха для горения расположена у выхода для технологического газа; реакторная установка содержит регулирующее устройство для управления механизмом подачи воздуха для горения, причем регулирующее устройство предназначено для регулирования подачи воздуха через первую группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода в первой группе входов для воздуха для горения является первым содержанием кислорода, и для регулирования подачи воздуха через вторую группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода во второй группе входов для воздуха для горения является вторым содержанием кислорода, при этом второе содержание кислорода равно теоретической потребности в кислороде при нормальном процессе горения серосодержащих отходов, первое содержание кислорода меньше, чем второе содержание кислорода, и первое содержание кислорода и второе содержание кислорода регулируют таким образом, чтобы топливо и серосодержащие отходы, подлежащие сжиганию, подвергались горению по меньшей мере два раза, включая первое горение, соответствующее первому содержанию кислорода, и второе горение, соответствующее второму содержанию кислорода, посредством чего в

конечном итоге получают газ, содержащий диоксид серы.

Возможно первый процесс горения имеет кислородный коэффициент X_1 и температуру 1100-1250°C; последний процесс горения имеет кислородный коэффициент X_3 и температуру 1000-1100°C; возможные остальные процессы горения имеют кислородный коэффициент X_2 и температуру 1100-1200°C соответственно и независимо, и $0,5 \leq X_1 \leq 0,85$, $0,7 \leq X_1 + X_2 \leq 1$ и $1 \leq X_1 + X_2 + X_3 \leq 1,15$; кислородный коэффициент относится к отношению молярного объема кислородсодержащего газа для горения, измеренного в молярном содержании кислорода, к молярному содержанию кислорода, необходимому для полного сгорания топлива.

В соответствии с приведенной выше технической схемой топливный газ может поступать в топку через вход для топливного газа и протекать в осевом направлении топки; в то же время воздух для горения, подаваемый посредством механизма подачи воздуха для горения в топку, протекает в окружном направлении внутренней стенки топки; таким образом, смесь топливного газа и воздуха для горения протекает по спирали к выходу для технологического газа. Следовательно, в процессе спирального протекания потока время пребывания газовой смеси в топке увеличивается, и газовая смесь экстенсивно вступает в реакцию горения со смешанным раствором серосодержащих отходов, тем самым повышается эффективность сгорания реакторной установки. Кроме того, поскольку время пребывания газовой смеси в топке увеличивается, расстояние между входом для топливного газа и выходом для технологического газа может быть относительно сокращено, так что в настоящем изобретении можно уменьшить размеры реакторной установки.

В настоящем изобретении также предложена система обработки серосодержащих отходов, которая включает:

реакторную установку, описанную выше, которая выполнена с возможностью осуществления реакции горения серосодержащих отходов с получением первого газа, содержащего диоксид серы; блок рекуперации тепла, предназначенный для рекуперации тепла из первого газа с получением второго газа; блок очистки и охлаждения, предназначенный для очистки и охлаждения второго газа с получением третьего газа, и блок сушки, предназначенный для сушки третьего газа с получением четвертого газа; блок окисления и абсорбции, предназначенный для окисления и абсорбции четвертого газа с получением серной кислоты и отходящего газа.

В соответствии с вышеприведенной технической схемой в системе обработки серосодержащих отходов и реакторной установке, обеспечиваемых настоящим изобретением, сначала в реакторе проводят горение в среде с обедненным кислородом для

подавления образования оксидов азота; затем осуществляют горение в богатой кислородом среде на выходе для завершения ожидаемого процесса горения; однако, поскольку температура на выходе относительно низкая, образование оксидов азота также подавляется. Поскольку содержание оксидов азота уменьшается, содержание диоксида серы в технологическом газе может быть увеличено; кроме того, поскольку ожидаемый процесс горения завершается, нет отрицательного влияния на нормальный процесс.

Настоящее изобретение также обеспечивает способ, основанный на вышеуказанной реакторной установке, для сжигания серосодержащих отходов, и способ, основанный на вышеуказанной системе обработки серосодержащих отходов, для получения серной кислоты путем регенерации серосодержащих отходов.

Настоящее изобретение обеспечивает следующие полезные эффекты: настоящее изобретение обеспечивает оптимизированный и улучшенный способ и устройство для смешанной обработки отходов серной кислоты, серосодержащих твердых отходов, серосодержащих жидких отходов и серосодержащих газообразных отходов, с помощью которых технологический поток максимально сокращается, требуется меньше оборудования, эксплуатация упрощается, и коэффициент использования тепловой энергии повышается. Элемент сера в сырье регенерируется в 93%-100% серную кислоту и дымящую серную кислоту.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1 представляет собой схематическое изображение реакторной установки в одном воплощении настоящего изобретения;

фиг. 2 представляет собой вид сбоку топки реакторной установки по настоящему изобретению;

фиг. 3 представляет собой вид спереди топки реакторной установки в соответствии с настоящим изобретением;

фиг. 4 представляет собой схематическое изображение нагревательного устройства реакторной установки по настоящему изобретению;

фиг. 5 представляет собой блок-схему способа управления горением в реакторе системы обработки серосодержащих отходов, обеспечиваемой в одном воплощении настоящего изобретения;

фиг. 6 представляет собой блок-схему способа управления горением в реакторе системы обработки серосодержащих отходов, обеспечиваемой в одном воплощении настоящего изобретения;

фиг. 7 представляет собой технологическую схему системы обработки

серосодержащих отходов в одном воплощении настоящего изобретения;

фиг. 8 представляет собой блок-схему способа получения серной кислоты путем регенерации серосодержащих отходов в соответствии с настоящим изобретением;

фиг. 9 представляет собой схематическое изображение блока удаления пыли и блока рекуперации тепла;

фиг. 10 представляет собой схематическое изображение колонны резкого охлаждения и увлажнения;

фиг. 11 представляет собой схематическое изображение охлаждающей и абсорбционной колонны;

фиг. 12 представляет собой схематическое изображение блока окисления и абсорбции и

фиг. 13 представляет собой схематическое изображение конвертера.

Список обозначений

100 - реакторная установка; 110 - корпус реактора; 111 - топка; 112 - вход для топливного газа; 113 - выход для технологического газа; 114 - первый вход для воздуха для горения; 115 - второй вход для воздуха для горения; 116 - распылитель текучей среды; 120 - нагревательное устройство; 121 - нагревательный кожух; 122 - электронагревательный механизм; 123 - нагревательная камера; 124 - вход для нагревающего газа; 125 - выход для нагревающего газа; 130 - нагнетательный вентилятор;

200 - блок удаления пыли; 210 - циклонный пылеуловитель; 220 - керамический мембранный фильтр;

300 - блок рекуперации тепла; 310 - котел-утилизатор; 320 - пароперегреватель;

400 - колонна резкого охлаждения и увлажнения; 410 - корпус первой колонны; 411 - камера охлаждения; 412 - вход в камеру; 413 - выход из камеры; 420 - узел распыления; 421 - первое распылительное отверстие; 422 - второе распылительное отверстие; 430 - однонаправленная распылительная головка;

500 - охлаждающая и абсорбционная колонна; 510 - корпус второй колонны; 511 - вход для газа; 512 - выход для газа; 513 - перегородка; 520 - первый распылительный механизм; 530 - второй распылительный механизм; 540 - первый наполнитель; 550 - второй наполнитель; 560 - водяной насос; 570 - охладитель;

600 - электростатический туманоуловитель;

700 - блок сушки;

800 - блок окисления и абсорбции; 810 - нагнетательный вентилятор; 820 - нагревательная печь; 830 - первый внешний теплообменник; 840 - конвертер; 841 - кожух

конвертера; 842a - вход для первого газа конверсии; 842b - вход для второго газа конверсии; 843a - выход для первого газа конверсии; 843b - выход для второго газа конверсии; 844a - первый слой катализатора; 844b - второй слой катализатора; 844c - третий слой катализатора; 844d - четвертый слой катализатора; 845a - первый теплообменный трубопровод; 845b - второй теплообменный трубопровод; 846 - решетка; 847 - термостойкий керамический шар; 850 - первый теплообменник; 860 - второй теплообменник; 870 - второй внешний теплообменник; 880 - многоступенчатая абсорбционная колонна; 890 - охладитель серной кислоты.

Подробное описание изобретения

Ниже некоторые воплощения настоящего изобретения подробно описаны со ссылкой на прилагаемые чертежи. Следует понимать, что описанные здесь воплощения предназначены только для описания и пояснения настоящего изобретения, но не предназначены для его ограничения.

Как показано на фиг. 1-3, реакторная установка в соответствии с настоящим изобретением содержит корпус 100 реактора, который содержит топку 111 для серосодержащих отходов для проведения реакции сжигания, причем топка 111 имеет цилиндрическую конструкцию. Корпус 100 реактора дополнительно снабжен входом 112 для топливного газа и выходом 113 для технологического газа, которые находятся в сообщении с топкой 111. Вход 112 для топливного газа и выход 113 для технологического газа расположены на расстоянии друг от друга на двух концах топки 111 в осевом направлении топки 111, и вход 112 для топливного газа предназначен для подачи в топку 111 топливного газа, протекающего в осевом направлении топки 111. Реакторная установка 100 дополнительно содержит механизм подачи воздуха для горения, который предназначен для снабжения топки 111 воздухом для горения, проходящим в окружном направлении внутренней стенки топки 111.

В настоящем изобретении топливный газ может поступать в топку 111 через вход 112 для топливного газа и протекать в осевом направлении топки 111; в то же время воздух для горения, подаваемый механизмом подачи воздуха для горения в топку 111, протекает в окружном направлении внутренней стенки топки 111; таким образом, смесь топливного газа и воздуха для горения протекает по спирали (как показано на фиг. 2) к выходу 113 для технологического газа. Следовательно, в процессе прохождения спирального потока время пребывания газовой смеси в топке 111 увеличивается, и газовая смесь вступает в экстенсивную реакцию горения со смешанным раствором серосодержащих отходов, тем самым повышается эффективность сгорания реакторной установки. Кроме того, поскольку

время пребывания газовой смеси в топке 111 увеличивается, расстояние между входом 112 для топливного газа и выходом 113 для технологического газа можно относительно сократить, так что в настоящем изобретении можно уменьшить размеры реакторной установки.

Следует понимать, что механизм подачи воздуха для горения может быть выполнен в различных формах, чтобы направлять воздух для горения в направлении по окружности внутренней стенки топки 111. Например, механизм подачи воздуха для горения может содержать воздушную форсунку для подачи воздуха для горения в топку 111 и вытяжной вентилятор, расположенный в топке 111 для изменения направления потока воздуха для горения, так что воздух для горения может протекать в окружном направлении внутренней стенки топки 111 под действием тяги вытяжного вентилятора после того, как он выходит из форсунки для воздуха для горения. Для дальнейшего снижения стоимости и упрощения конструкции реакторной установки в одном воплощении настоящего изобретения механизм подачи воздуха для горения содержит группу входов для воздуха для горения, включающую первый вход 114 для воздуха для горения и второй вход 115 для воздуха для горения, сообщающиеся с топкой 111 соответственно. Первый вход 114 воздуха для горения и второй вход 115 воздуха для горения предназначены для подачи в топку 111 воздуха для горения, протекающего в тангенциальном направлении топки 111 соответственно, и направление потока воздуха для горения, подаваемого через первый вход 114 для воздуха для горения совпадает с направлением потока воздуха для горения, подаваемого через второй вход 115 для воздуха для горения. Поскольку и первый вход 114 для воздуха для горения, и второй вход 115 для воздуха для горения расположены в тангенциальном направлении внутренней стенки топки 111, как воздух для горения, впрыскиваемый из первого входа 114 для воздуха для горения, так и воздух для горения, впрыскиваемый из второго входа для воздуха для горения 115, могут протекать в окружном направлении внутренней стенки топки 111, посредством этого другие части могут быть исключены, и конструкция упрощается и может обслуживаться более удобно.

Конечно, в дополнение к первому входу 114 для воздуха для горения и второму входу 115 для воздуха для горения группа входов для воздуха для горения может дополнительно включать третий вход для воздуха для горения, четвертый вход для воздуха для горения и т.д. Все эти входы для воздуха для горения расположены в той же радиальной плоскости топки 111 и расположены с одинаковой ориентацией (т.е. по часовой стрелке или против часовой стрелки), чтобы гарантировать, что газовая смесь протекает по спирали в топке 111.

Следует отметить, что в одном воплощении настоящего изобретения, как показано

на фиг. 2 и 3, как направление раскрыва первого входа 114 для воздуха для горения, так и направление раскрыва второго входа 115 для воздуха для горения перпендикулярны осевому направлению топки 111, то есть направление потока топливного газа перпендикулярно плоскости, образованной направлением потока воздуха для горения. В другом воплощении настоящего изобретения как направление раскрыва первого входа 114 для воздуха для горения, так и направление раскрыва второго входа 115 для воздуха для горения наклонены к входу 112 для топливного газа. Преимущество такого расположения заключается в том, что направление потока воздуха для горения в топку 111 противоположно направлению потока топливного газа, благодаря чему воздух для горения и топливный газ могут более экстенсивно смешиваться, и расход газовой смеси уменьшается, таким образом, время пребывания потока газовой смеси в топке 111 дополнительно увеличивается, благодаря чему можно дополнительно уменьшить размеры реакторной установки. Конечно, направление раскрыва первого входа 114 для воздуха для горения и направление раскрыва второго входа 115 для воздуха для горения должны быть лишь слегка наклонены к входу 112 для топливного газа; например, они могут быть наклонены на 20-40 градусов в сторону входа 112 для топливного газа.

Для более обильной подачи воздуха для горения в одном воплощении настоящего изобретения, как показано на фиг. 2, механизм подачи воздуха для горения включает множество групп входов для воздуха для горения, которые расположены на расстоянии в осевом направлении топки 111. В проиллюстрированном предпочтительном воплощении корпус 100 реактора снабжен двумя вышеуказанными первыми входами 114 для воздуха для горения и двумя вышеуказанными вторыми входами 115 для воздуха для горения соответственно, при этом входы 114а и 115а для воздуха для горения у входа 112 для топливного газа составляют первую группу входов для воздуха для горения, а входы 114б и 115б для воздуха для горения у выхода 113 для технологического газа составляют вторую группу входов для воздуха для горения. Таким образом, сжиганием серосодержащих отходов можно управлять, регулируя количество воздуха для горения, подаваемого в топку 111 через первую группу входов для воздуха для горения и вторую группу входов для воздуха для горения.

В частности, как показано на блок-схеме способа управления сжиганием в реакторе системы обработки серосодержащих отходов, показанной на фиг. 5, способ включает:

Стадия S11: определение содержания кислорода в первой группе входов для воздуха для горения и во второй группе входов для воздуха для горения;

Например, на первой группе входов для воздуха для горения и второй группе входов для воздуха для горения могут быть установлены датчики кислорода для

определения содержания кислорода.

Стадия S12: регулирование подачи воздуха в первую группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода в первой группе входов для воздуха для горения является первым содержанием кислорода;

Например, воздух можно восполнять/снижать его количество в первой группе входов для воздуха для горения относительно содержания кислорода в первой группе входов для воздуха для горения, так что содержание кислорода в первой группе входов для воздуха для горения достигает первого содержания кислорода, что составляет, например, 60% от теоретического потребления кислорода в нормальном процессе горения серосодержащих отходов, при этом серосодержащие отходы сжигаются в обедненной кислородом среде, так что образование оксидов азота из содержащих элементарный азот веществ в серосодержащих отходах, таких как $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ и/или NH_4HSO_4 , подавляется в ходе реакции.

Стадия S13: регулирование подачи воздуха во вторую группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода во второй группе входов для воздуха для горения соответствует второму содержанию кислорода, которое представляет собой теоретическую потребность в кислороде при нормальном процессе горения серосодержащих отходов, при этом первое содержание кислорода меньше, чем второе содержание кислорода.

Например, чтобы завершить нормальный процесс горения, воздух подают во вторую группу входов для воздуха для горения на конце реактора так, что содержание кислорода во второй группе входов для воздуха для горения достигает второго содержания кислорода, которое, например, представляет собой теоретическую потребность в кислороде при нормальном процессе горения серосодержащих отходов; таким образом, нормальный процесс горения серосодержащих отходов может быть завершен. Благодаря тому факту, что количество образующихся оксидов азота связано с температурой, т.е. увеличивается с повышением температуры, количество оксидов азота, образующихся на конце реактора вдали от конуса пламени, также уменьшается, даже если содержание кислорода является адекватным, если температура там относительно низкая.

С помощью описанного выше способа, поскольку содержание оксидов азота уменьшается, содержание диоксида серы в технологическом газе в реакторе может быть увеличено; кроме того, поскольку ожидаемый процесс горения завершается, нет отрицательного влияния на нормальный процесс.

Фиг. 6 представляет собой блок-схему способа управления сжиганием в реакторе системы обработки серосодержащих отходов в другом воплощении настоящего

изобретения. В этом воплощении корпус реактора дополнительно содержит третий вход для воздуха для горения, расположенный в середине корпуса реактора, и способ включает:

Стадия S21: определение содержания кислорода в первой группе входов для воздуха для горения и во второй группе входов для воздуха для горения;

Стадия S22: регулирование подачи воздуха в первую группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода в первой группе входов для воздуха для горения является первым содержанием кислорода;

Например, воплощение стадий S21-22 аналогично описанному выше воплощению стадий S11-12 и не описано здесь дополнительно.

Стадия S23: регулирование подачи воздуха в третью группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода в третьей группе входов для воздуха для горения является третьим содержанием кислорода. Третье содержание кислорода может составлять, например, 95% от второго содержания кислорода. Серосодержащие отходы по-прежнему сжигают в бедной кислородом среде, так что подавляется образование оксидов азота из содержащих элементарный азот веществ в серосодержащих отходах, таких как $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ и/или NH_4HSO_4 .

Стадия S24: регулирование подачи воздуха во вторую группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода во второй группе входов для воздуха для горения является вторым содержанием кислорода, которое является теоретической потребностью в кислороде в нормальном процессе горения серосодержащих отходов, при этом первое содержание кислорода меньше, чем второе содержание кислорода, и третье содержание кислорода меньше, чем второе содержание кислорода.

Например, аналогичным образом для завершения нормального процесса горения воздух подают во вторую группу входов для воздуха для горения на конце реактора, так что содержание кислорода во второй группе входов для воздуха для горения достигает второго содержания кислорода, тем самым может быть завершен нормальный процесс горения серосодержащих отходов.

Можно понять, что хотя выше описаны воплощение, имеющее две группы входов для воздуха для горения, и воплощение, имеющее три группы входов для воздуха для горения, также возможно, что реактор имеет большее количество входов для воздуха; например, реактор может иметь множество третьих групп входов для воздуха для горения, и эти входы для воздуха используют для одновременной подачи воздуха при условии, что содержание кислорода на входах для воздуха на конце реактора соответствует теоретической потребности в кислороде при нормальном процессе горения

серосодержащих отходов, в то время как содержание кислорода на других входах для воздуха ниже, чем теоретическая потребность в кислороде при нормальном процессе горения серосодержащих отходов. Конкретное расположение входов для воздуха подробно не рассматривается в этом документе.

В описанном выше способе топливо и серосодержащие отходы, подлежащие сжиганию, регулируют так, чтобы они подвергались горению два раза, включая первое горение, соответствующее первому содержанию кислорода, и второе горение, соответствующее второму содержанию кислорода, и в конечном итоге получают газ, содержащий диоксид серы.

Первый процесс горения имеет кислородный коэффициент X_1 и температуру 1100-1250°C; последний процесс горения имеет кислородный коэффициент X_3 и температуру 1000-1100°C; возможные остальные процессы горения имеют кислородный коэффициент X_2 и температуру 1100-1200°C соответственно и независимо, и $0,5 \leq X_1 \leq 0,85$, $0,7 \leq X_1 + X_2 \leq 1$, $1 \leq X_1 + X_2 + X_3 \leq 1,15$. Кислородный коэффициент относится к отношению молярного объема кислородсодержащего газа для горения, измеренного в кислороде, содержащемся в кислородсодержащем газе для горения, к молярному объему кислорода, необходимого для полного сгорания топлива.

В настоящем изобретении кислородный коэффициент относится к отношению молярного объема кислородсодержащего газа для горения, измеренного в кислороде, содержащемся в кислородсодержащем газе для горения, к молярному объему кислорода, необходимого для полного сгорания топлива в каждом процессе горения. Здесь топливо относится к начальному общему количеству топлива, а не к оставшемуся топливу после предыдущего горения.

Согласно настоящему изобретению, регулируя объем кислородсодержащего газа для горения, используемого в каждом процессе горения, можно регулировать кислородный коэффициент в каждом процессе горения. Регулируя кислородный коэффициент в сочетании с другими условиями процесса, например температурой, в каждом процессе горения можно реализовать нормальное горение серосодержащих отходов и получить технологический газ с высоким содержанием диоксида серы.

Кроме того, особенно для реакционных материалов, содержащих элемент азот, с помощью способа, обеспечиваемого настоящим изобретением, содержание оксидов азота (NO_x) в технологическом газе может быть значительно снижено без дополнительной обработки деазотированием. Таким образом, способ является экологически чистым и экономически эффективным.

Предпочтительно в первом процессе горения кислородный коэффициент

представляет собой X_1 , а температура составляет 1150-1250°C; в последнем процессе горения кислородный коэффициент представляет собой X_3 , а температура составляет 1050-1100°C; в возможных остальных процессах горения кислородный коэффициент представляет собой X_2 соответственно и независимо, температура составляет 1100-1200°C соответственно и независимо, и $0,7 \leq X_1 \leq 0,85$, $0,8 \leq X_1 + X_2 \leq 1$ и $1 \leq X_1 + X_2 + X_3 \leq 1,15$. Таким образом, было обнаружено, что при особом регулировании кислородного коэффициента и температуры в каждом реакционном процессе горения так, чтобы они находились в пределах вышеуказанных диапазонов в сочетании, серосодержащие отходы сгорают более полно, содержание диоксида серы в образующемся технологическом газе, содержащем диоксид серы, повышается; в особенности, для реакционных материалов, содержащих элемент азот, содержание NO_x в полученном технологическом газе будет ниже.

В соответствии с настоящим изобретением проведение горения по меньшей мере два раза означает, что горение можно проводить более двух раз (например, три раза, четыре раза или пять раз и т.д.). Другими словами, возможное наличие означает, что остальные процессы горения могут присутствовать или отсутствовать.

Предпочтительно горение проводят 2-3 раза.

В соответствии с настоящим изобретением следует отметить: когда горение проводят два раза, присутствует только первое горение и последнее горение без какого-либо остаточного процесса горения.

Согласно предпочтительному воплощению настоящего изобретения горение проводят два раза, и способ включает:

В присутствии кислородсодержащего газа для горения, регулирование топлива и серосодержащих отходов, подлежащих сжиганию так, чтобы проходило первое горение и второе горение, чтобы получить газ, содержащий диоксид серы.

Предпочтительно условия первого процесса горения включают: кислородный коэффициент X_1 , температура 1150-1250°C; условия второго процесса горения: кислородный коэффициент X_3 , температура 1050-1100°C, и $0,7 \leq X_1 \leq 0,85$ и $1 \leq X_1 + X_3 \leq 1,15$.

Согласно другому предпочтительному воплощению настоящего изобретения горение проводят три раза, и способ включает:

В присутствии кислородсодержащего горючего газа, регулирование топлива и серосодержащих отходов, подлежащих сжиганию так, чтобы проходило первое горение, второе горение и третье горение, чтобы получить газ, содержащий диоксид серы.

Предпочтительно условия первого процесса горения включают: кислородный коэффициент X_1 , температура 1150-1250°C; условия второго процесса горения включают: кислородный коэффициент X_2 , температура 1100-1200°C; условия третьего процесса

горения включают: кислородный коэффициент X_3 , температура 1050-1100°C; и $0,7 \leq X_1 \leq 0,85$, $0,8 \leq X_1 + X_2 \leq 1$ и $1 \leq X_1 + X_2 + X_3 \leq 1,15$.

Кислородсодержащий газ для горения предпочтительно выбирают по меньшей мере из одного газа из воздуха (содержащего 21 мол.% кислорода), обогащенного кислородом воздуха (содержащего 21-40 мол. % кислорода), чистого кислорода и жидкого кислорода. Было обнаружено, что при использовании обогащенного кислородом воздуха или чистого газообразного кислорода в качестве газа для горения можно значительно снизить расход топлива, и в устройстве можно перерабатывать больше серосодержащих отходов в эквивалентном масштабе, таким образом, инвестиции в оборудование могут быть уменьшены, и потребление энергии и эксплуатационные расходы могут быть снижены.

Предпочтительно серосодержащие отходы выбирают по меньшей мере из одного вида отходов из отработанной серной кислоты, серосодержащего отработанного щелока и серосодержащего отработанного газа.

В настоящем изобретении нет конкретных ограничений на источник и тип серосодержащих отходов. Например, серосодержащий отработанный щелок может представлять собой жидкую серу, серосодержащий отработанный щелок, содержащий сульфат аммония, серосодержащий отработанный щелок, содержащий гидросульфат аммония, серосодержащий отработанный щелок, содержащий сульфат железа, серосодержащий отработанный щелок, содержащий метилсульфат или серосодержащий отработанный щелок, содержащий гипс, и т.д.; серосодержащий отработанный газ может представлять собой, например, сероводород, диоксид серы или другой серосодержащий отходящий газ и т.д.; предпочтительно массовая концентрация серной кислоты в отработанной серной кислоте составляет 50-99%. Содержание воды в серосодержащих отходах предпочтительно составляет менее 15 масс. %.

В соответствии с предпочтительным воплощением настоящего изобретения реакторная установка дополнительно содержит распылитель 116 текучей среды, который предназначен для полного распыления серосодержащих отходов (например, серосодержащего отработанного щелока). Таким образом, серосодержащие отходы распыляют потоком распыляющего воздуха высокого давления из распылителя текучей среды, а затем впрыскивают в топку для сжигания с кислородсодержащим газом для горения и топливом, посредством чего сжигание серосодержащих отходов является более интенсивным и повышается содержание диоксида серы в технологическом газе. Предпочтительно давление распылителя текучей среды составляет 0,4-0,8 МПа, более предпочтительно 0,5-0,7 МПа.

В соответствии с предпочтительным воплощением настоящего изобретения серосодержащие отходы содержат серосодержащие твердые отходы (например, серосодержащую руду), и способ по настоящему изобретению включает регулирование горения серосодержащих твердых отходов (условия горения включают: температуру 800-1050°C) за один раз, чтобы получить газ II, содержащий диоксид серы; регулирование горения серосодержащего отработанного щелока и/или серосодержащего отработанного газа по меньшей мере два раза для получения газа I, содержащего диоксид серы; и объединение газа II, содержащего диоксид серы, с газом I, содержащим диоксид серы, с получением газа, содержащего диоксид серы, согласно настоящему изобретению.

Согласно настоящему изобретению, топливо представляет собой высокотемпературный горючий материал, который может сгорать с выделением тепла для сжигания серосодержащих отходов. Теплота сгорания топлива предпочтительно выше или равна 500 ккал/Нм³; например, теплота сгорания природного газа составляет 9700 ккал/Нм³.

Предпочтительно топливо выбирают по меньшей мере из одного материала из природного газа, серы, сжиженных углеводородов, кислого сероводородного газа и органических веществ тяжелой нефти.

Предпочтительно сжиженные углеводороды выбирают по меньшей мере из одного углеводорода из сжиженного этилена, сжиженного этана, сжиженного пропилена, сжиженного пропана, сжиженного бутена и сжиженного бутана.

Предпочтительно органические вещества тяжелой нефти выбирают по меньшей мере из одного вещества из бензина, керосина и дизельного топлива.

Согласно настоящему изобретению расход топлива можно выбирать и регулировать в соответствии с количеством серосодержащих отходов.

Согласно настоящему изобретению следует особо отметить, что серосодержащие отходы и топливо могут быть одним и тем же веществом (например, оба они могут представлять собой сероводород). Специалистам в данной области техники должно быть понятно: в случае, когда серосодержащие отходы представляют собой кислый сероводородный газ, сам сероводородный кислый газ можно использовать в качестве топлива без потребности в каком-либо другом дополнительном топливе. Такой случай все еще относится к изобретательской концепции настоящего изобретения и не должен пониматься специалистами в данной области техники как составляющий какое-либо ограничение настоящего изобретения.

Предпочтительно при способе сжигания серосодержащих отходов по настоящему изобретению в образующемся газе, содержащем диоксид серы, содержание диоксида серы

составляет 3-12 мол.%; содержание NO_x меньше или равно 100 мг/м^3 , а содержание кислорода составляет 0,5-5 мол.%.

В настоящем изобретении путем регулирования условий каждого реакционного процесса горения, в частности путем регулирования температуры и кислородного коэффициента, первый реакционный процесс горения топлива и серосодержащих отходов, подлежащих сжиганию, проводят в условиях высокой температуры и обеднения кислородом, посредством чего серосодержащие отходы можно сжигать с образованием диоксида серы, в то время как азотсодержащий материал образует азот в условиях обеднения кислородом; последующее сжигание осуществляют в условиях более низкой температуры и обогащения кислородом, тем самым обеспечивают нормальное горение топлива и серосодержащих отходов, и азот, образовавшийся при предшествующем горении, не может вступать в дальнейшую реакцию с образованием оксидов азота. Таким образом, посредством координированных реакционных процессов горения получают технологический газ с более высоким содержанием диоксида серы и более низким содержанием NO_x , и полученный газ, содержащий диоксид серы, не содержит никаких горючих компонентов.

Согласно настоящему изобретению предпочтительно по меньшей мере один компонент из кислородсодержащего газа для горения, топлива и серосодержащих отходов содержит элемент азот; при этом серосодержащие отходы представляют собой азотсодержащие и серосодержащие вещества, такие как, например, гидросульфат аммония и сульфат аммония, и т.д.; топливо представляет собой горючий материал, содержащий, например, азот; кислородсодержащим газом для горения является, например, воздух.

В соответствии с предпочтительным воплощением настоящего изобретения способ в настоящем изобретении дополнительно включает: сначала обработку серосодержащих отходов путем удаления воды, а затем регулирование серосодержащих отходов и топлива подлежащих сжиганию по меньшей мере два раза в присутствии кислородсодержащего газа для горения с получением газа, содержащего диоксид серы.

Конкретная операция обработки для удаления воды не ограничена особым образом, при условии, что вода из серосодержащих отходов удаляется, по меньшей мере частично, в процессе обработки для удаления воды. Например, обработку для удаления воды можно осуществлять выпариванием и концентрированием.

В способе, обеспечиваемом настоящим изобретением, условия сжигания серосодержащих отходов регулируют особым образом, и реакционные процессы горения координируют, благодаря чему сжигание серосодержащих отходов является более полным, получают технологический газ с более высоким содержанием диоксида серы, и

полученный газ, содержащий диоксид серы, не содержит никаких горючих компонентов.

В частности, для азотсодержащих реакционных материалов путем особого регулирования условий каждого процесса горения с помощью способа, обеспечиваемого настоящим изобретением, получают технологический газ с более высоким содержанием диоксида серы и более низким содержанием NO_x , и почти все количество азота в азотсодержащих реакционных материалах выпускают в виде газообразного азота, за исключением следов NO_x . С помощью способа, предусмотренного настоящим изобретением, содержание оксидов азота (NO_x) в получаемом технологическом газе может быть значительно снижено без какой-либо дополнительной обработки деазотированием.

Исходя из этого, в настоящем изобретении также предложен способ получения серной кислоты из серосодержащих отходов, который включает следующие стадии:

- (1) сжигание серосодержащих отходов с получением газа, содержащего диоксид серы;
- (2) окисление газа, содержащего диоксид серы, с получением газа, содержащего триоксид серы;
- (3) абсорбция газа, содержащего триоксид серы, с получением серной кислоты.

Ниже настоящее изобретение подробно описано в примерах.

Если не указано иное, все исходные материалы, используемые в нижеследующих примерах, выпускаются в промышленности.

Если не указано иное, нижеследующие примеры выполняли в вышеуказанной реакторной установке. В реакторной установке в осевом направлении реактора распределены две группы входов для газа для горения (в осевом направлении реактора осевая длина прямого цилиндрического участка топки составляет L , а отношение длины к диаметру составляет 4-10 (например, отношение длины к диаметру равно 5), и два входа для газа для горения расположены на расстоянии $0,25 L$ от входа для топлива в топку и $0,5 L$ от конца выхода для газов топки, соответственно), чтобы подавать кислородсодержащий газ для горения, необходимый для процесса горения, и входы для кислородсодержащего газа для горения предназначены для подачи в топку кислородсодержащего газа для горения, протекающего в тангенциальном направлении внутренней стенки топки.

Пример 1А

Конкретные составы используемого в данном примере топлива и серосодержащих отходов производства химических волокон приведены в таблице 1, и кислородсодержащим газом для горения является воздух с содержанием кислорода 21 мол.%.

Таблица 1

Компонент	Отработанная серная кислота, масс.%	Серосодержащий отработанный щелок, масс.%	Природный газ, масс.%
H ₂ SO ₄	16,8		
H ₂ O	30,2	48,4	
(NH ₄) ₂ SO ₄		39,5	
NH ₄ HSO ₄	52,2		
Полимер (органическое вещество)		10,2	
Акриловая кислота		1,9	
Другие (метанол, MMA)	0,8		
CH ₄			96,3
C ₂ H ₆			2,58
C1-C5			0,72
N ₂			0,4

Реактор нагревали до 1200°C, атмосферный воздух нагнетали воздуходувкой, затем нагревали до 630°C в электронагревательной печи и подавали в реактор через входы для газа для горения; серосодержащие отходы распыляли в топку реактора из входа для серосодержащих отходов с помощью распылителя текучей среды в распыляющем воздухе высокого давления, составляющего 0,6 МПа, и топливо подавали в топку через вход для топлива.

Способ заключался в следующем.

38,11 т серосодержащих отходов (68,22 масс.% отработанной серной кислоты + 31,78 масс.% серосодержащего отработанного щелока) и 3990 кг топлива вводили в реактор через вход для серосодержащих отходов и вход для топлива соответственно и перемещали в осевом направлении топки для осуществления первого горения с кислородсодержащим газом для горения, подаваемым из первого входа для кислородсодержащего газа для горения, а затем для осуществления второго горения с кислородсодержащим газом для горения, подаваемым из второго входа для кислородсодержащего газа для горения; при этом условия первого горения включали: кислородный коэффициент $X_1=0,7$, температура 1200°C; условия второго горения включали: кислородный коэффициент X_3 , $X_1+X_3=1,05$, температура 1100°C; таким образом получали газ, содержащий диоксид серы.

В выходящем из реактора газе, содержащем диоксид серы, содержание диоксида серы составляло 3,8 мол.%, содержание кислорода составляло 2 мол.%, содержание NO_x

было меньше или равно 100 мг/Нм^3 , а коэффициент конверсии диоксида серы составлял 99 мол.%.

Пример 1В

Способ осуществляли по существу так же, как в примере 1А, за исключением того, что кислородсодержащим газом для горения был воздух, обогащенный кислородом, с содержанием кислорода 40 мол.%, а другие операции были такими же, как в примере 1.

В выходящем из реактора газе, содержащем диоксид серы, содержание кислорода составляло 2 мол.%, содержание диоксида серы составляло 6 мол.%, содержание NO_x было меньше или равно 80 мг/Нм^3 , а коэффициент конверсии диоксида серы составлял 99 мол.%.

Пример 2

Конкретные составы хлорсодержащей отработанной серной кислоты, кислого сероводородного газа и топлива, используемых в этом примере, показаны в таблице 2, и кислородсодержащий газ для горения представлял собой воздух с содержанием кислорода 21 мол.%.

Таблица 2

Массовая доля	Хлорсодержащая отработанная серная кислота, масс.%	Отработанный газ, содержащий сероводород, масс. %	Природный газ, масс.%
H_2SO_4	50		
H_2O	48		
Полимер (органическое вещество)	2		
H_2S		94,98	
H_2O		4,45	
CO_2		0,47	0,3
$\text{C}_1\text{-C}_3$		0,1	3
CH_4			93,5
N_2			3,2

Реактор нагревали до 1100°C , и через вход для газа для горения в реактор с помощью воздуходувки нагнетали атмосферный воздух. Серосодержащие отходы распыляли в топку реактора из входа для серосодержащих отходов с помощью распылителя текучей среды в распыляющем воздухе высокого давления, составляющего $0,7 \text{ МПа}$, и топливо подавали в топку через вход для топлива.

В этом примере обрабатывали 7 т серосодержащих отходов (71,43 масс.% хлорсодержащей отработанной серной кислоты + 28,57 масс.% кислого сероводородного газа), при этом хлорсодержащая отработанная серная кислота, полученная на установке по производству политетрагидрофурана, содержала 48 масс.% воды и меньше примесей, и ее концентрировали до 85 масс.% путем выпаривания перед введением в реактор 9; хотя кислый сероводородный газ представлял собой серосодержащий отработанный газ, он обеспечивал только 70 мол.% тепла для системы реактора, а недостающие 30 мол.% тепла восполняли вспомогательным топливом из природного газа.

Конкретный способ заключался в следующем.

Отработанную серную кислоту вводили в топку реактора через вход для серосодержащих отходов, кислый сероводородный газ и природный газ вводили в топку реактора через вход для топлива; смесь перемещали в осевом направлении топки для осуществления первого горения с кислородсодержащим газом для горения, подаваемым через первый вход для кислородсодержащего для горения, а затем для осуществления второго горения с кислородсодержащим газом для горения, подаваемым через второй вход для кислородсодержащего газа для горения; при этом условия первого горения включали: кислородный коэффициент $X_1=0,75$, температура 1150°C ; условия второго горения включали: кислородный коэффициент X_3 , $X_1+X_3=1,05$, температура 1050°C ; таким образом получали газ, содержащий диоксид серы;

В выходящем из реактора газе, содержащем диоксид серы, содержание кислорода составляло 3 мол.%, содержание диоксида серы составляло 8,5 мол.%, содержание NO_x было меньше или равно 100 мг/Нм^3 , а коэффициент конверсии диоксида серы составлял 99 мол.%.

Пример 3

Конкретные составы серосодержащих отходов и топлива, используемых в этом примере, показаны в таблице 3, и кислородсодержащий газ для горения представлял собой воздух с содержанием кислорода 21 мол.%.

Таблица 3

Массовая доля	Серосодержащая руда, масс. wt%	Отработанная серная кислота, масс. %	Сжиженный газ, масс. %
H ₂ SO ₄		88	
H ₂ O	22,723	10	
Полимер (органическое вещество)		2	
S	29,5		
Fe	47,75		
As	0,002		
F	0,025		
C ₃ H ₈			21
C ₃ H ₆			10
C ₄ H ₁₀			50
C ₄ H ₈			6
C ₄ H ₆			3
CH ₄			10

Реактор нагревали до 1250°C, атмосферный воздух нагнетали воздуходувкой, затем нагревали до 450°C в электронагревательной печи и подавали в реактор; серосодержащие отходы распыляли в топку реактора из входа для серосодержащих отходов с помощью распылителя текучей среды в распыляющем воздухе высокого давления, составляющем 0,5 МПа, и топливо подавали в топку через вход для топлива.

Конкретный способ заключался в следующем.

Отработанную серную кислоту в количестве 7,5 т серосодержащих отходов (80 мас. % отработанной серной кислоты + 20 масс.% серосодержащей руды) и 120 кг топлива подавали в топку реактора через вход для серосодержащих отходов и вход для топлива соответственно, и перемещали в осевом направлении топки осуществления первого горения с кислородсодержащим газом для горения, подаваемым через первый вход для кислородсодержащего для горения, а затем для осуществления второго горения с кислородсодержащим газом для горения, подаваемым через второй вход для кислородсодержащего газа для горения; при этом условия первого горения включали кислородный коэффициент $X_1=0,85$, температура 1200°C; условия второго горения включали: кислородный коэффициент X_3 , $X_1+X_3=1,05$, температура 1050°C; таким образом получали газ I, содержащий диоксид серы; серосодержащую руду сжигали в другом реакторе (при температуре 800°C) с получением технологического газа II, содержащего диоксид серы;

В газообразной смеси диоксида серы, выходящей из двух реакторов, содержание

кислорода составляло 5 мол.%, содержание диоксида серы составляло 6 мол.%, содержание NO_x было меньше или равно 100 мг/Нм^3 , а коэффициент конверсии диоксида серы составлял 99 мол.%.

Сравнительный пример 1

Способ был аналогичен способу по примеру 1, за исключением того, что горение проводят только один раз.

Конкретный процесс был следующим: 38,11 т серосодержащих отходов (68,22 масс. % отработанной серной кислоты + 31,78 масс.% серосодержащего отработанного щелока) и 4588 кг топлива вводили в топку реактора через вход для материала и перемещали в осевом направлении топки для осуществления горения с кислородсодержащим газом для горения, подаваемым через первый вход для кислородсодержащего газа для горения, при этом условия горения включали: кислородный коэффициент 1,04, температура 1150°C ; таким образом получали газ, содержащий диоксид серы.

Температура газа, содержащего диоксид серы, выходящего из реактора, составляла $950\text{-}1000^\circ\text{C}$, содержание кислорода в газе, содержащем диоксид серы, составляло 1,8 мол.%, содержание диоксида серы составляло 3,2 мол.%, содержание NO_x составляло примерно 500 мг/Нм^3 , а коэффициент конверсии диоксида серы составил 98,8 мол.%. Расход топлива в сравнительном примере был выше, чем в примере 1, на 15 масс.%.

Сравнительный пример 2

Способ был аналогичен способу по примеру 1, за исключением того, что кислородные коэффициенты в двух процессах крекинга при сжигании отличались от кислородного коэффициента в примере 1. В частности, кислородный коэффициент X_1 в первом процессе горения составлял 0,9, а кислородный коэффициент во втором процессе горения составлял X_3 , а $X_1+X_3=1,05$;

Все остальные условия были такими же, как в примере 1. Таким образом был получен газ, содержащий диоксид серы; в выходящем из реактора газе, содержащем диоксид серы, содержание кислорода составляло 2 мол.%, а содержание NO_x составляло примерно 200 мг/Нм^3 .

Кроме того, как показано на фиг. 1 и 4, механизм подачи воздуха для горения может дополнительно содержать нагревательное устройство 120 и нагнетательный вентилятор 130. Нагревательное устройство содержит нагревательный кожух 121, который содержит нагревательную камеру 123 и электронагревательный механизм 122, расположенный в

нагревательной камере 123. Нагревательный кожух 121 снабжен входом 124 для нагревающего газа и выходом 125 для нагревающего газа, которые сообщаются с нагревательной камерой 123 соответственно, вход 124 для нагревающего газа сообщается с нагнетательным вентилятором 130, а выход 125 для нагревающего газа сообщается с топкой 111 реакторной установки; электронагревательный механизм 122 выполнен с возможностью повышения температуры внутри нагревательной камеры 123. Поскольку вход 124 для нагревающего газа сообщается с нагнетательным вентилятором 130, а выход 125 для нагревающего газа сообщается с топкой 111 реакторной установки, электронагревательный механизм 122 может повышать температуру внутри нагревательной камеры 123. Следовательно, температура воздуха для горения, нагнетаемого нагнетательным вентилятором 130, может повышаться, когда воздух для горения проходит через нагревательное устройство 120, таким образом, температура воздуха для горения, поступающего в топку 111, может достигать 600-650°C, что повышает эффективность сгорания газовой смеси в реакторной установке.

Как показано на фиг. 7 и 8, в настоящем изобретении дополнительно предложена система обработки серосодержащих отходов, которая включает:

вышеуказанную реакторную установку 100, которая выполнена с возможностью осуществления реакции горения серосодержащих отходов с получением первого газа, содержащего диоксид серы;

блок 300 рекуперации тепла, предназначенный для рекуперации тепла из первого газа с получением второго газа;

блок очистки и охлаждения, предназначенный для очистки и охлаждения второго газа с получением третьего газа;

блок 700 сушки, предназначенный для сушки третьего газа с получением четвертого газа, и

блок 800 окисления и абсорбции, предназначенный для окисления и абсорбции четвертого газа с получением серной кислоты и отходящего газа.

Конкретный рабочий процесс системы очистки описан в нижеследующих примерах.

Хотя содержание воды в серосодержащих отходах составляет 36 масс.% в отработанной серной кислоте и серосодержащем отработанном щелоке (68,22 масс.% отработанной серной кислоты + 31,78 масс.% серосодержащего отработанного щелока), трудно сгущать отработанную серную кислоту и серосодержащий отработанный щелок в производстве химических волокон путем обезвоживания в связи с тем, что отработанная серная кислота и серосодержащий отработанный щелок содержат много частиц и

примесей. Поэтому отработанную серную кислоту и серосодержащий отработанный шелок подают непосредственно в корпус 110 реактора без обезвоживания.

(1) серосодержащие отходы распыляют и впрыскивают в корпус 110 реактора с помощью распылителя текучей среды под высоким давлением, составляющим 0,6 МПа, температура реакции в топке составляет 1200°C, и топливо (природный газ) обеспечивает тепло; воздух с содержанием кислорода 21 мол.% используют для поддержания горения, воздух для горения при нормальной температуре нагнетают нагнетательным вентилятором 130 и затем нагревают до 630°C в нагревательном устройстве 120, и высокотемпературный воздух для горения подают в топку через различные входы 114 и 115 для газа для горения. Осуществляют первое горение серосодержащих отходов с газом для горения, вводимым через первую группу входов 114а и 115а воздуха для горения, затем осуществляют второе горение с газом для горения, вводимым через вторую группу входов 114b и 115b для воздуха для горения; при этом условия первого горения включают: кислородный коэффициент $X_1=0,7$, температура 1200°C; условия второго горения включают: кислородный коэффициент X_3 , $X_1+X_3=1,05$, температура 1100°C, остаточное содержание кислорода в первом газе, отводимом из топки, составляет 2 мол.%, время пребывания технологического газа в топке больше или равно 5 секундам;

(2) Металлическую пыль в высокотемпературном технологическом газе, выходящем из топки, удаляют в блоке 200 удаления пыли с получением обеспыленного высокотемпературного технологического газа (рабочие условия циклонного пылеуловителя 210 включают: температура на входе 1100°C, давление на входе -1 кПа, скорость воздуха на входе в циклонный пылеуловитель 30 м/с; рабочие условия керамического мембранного фильтра 220 для удаления пыли включают: температура на входе 1050°C, давление на входе -1 кПа, скорость воздуха на входе в фильтр с керамической мембраной 15 м/с); далее горячий технологический газ поступает в котел-утилизатор 310 на рекуперацию тепла (первый теплообмен, условия включают: давление на стороне дымовых газов трубы -1,5 кПа, температура на входе дымовых газов в котел 1000°C и температура на выходе дымовых газов из котла 380°C, давление в межтрубном пространстве 3,8 МПа, температура 249°C), в час производится 31 т насыщенного пара при давлении 3,8 МПа. Насыщенный пар обменивается теплом с небольшой долей горячего технологического газа, не содержащего твердых частиц, в пароперегревателе 320 (второй теплообмен, условия включают: давление на стороне дымовых газов -1,5 кПа, температура на входе дымовых газов в пароперегреватель 1000°C, температура дымовых газов на выходе из пароперегревателя 450°C, давление на паровой стороне 3,8 МПа, температура 350°C), получают горячий пар 16, и перегретый пар поступает в паровую

турбину для снижения энергопотребления устройства;

3) после рекуперации тепла технологический газ поступает в колонну 400 резкого охлаждения и увлажнения для резкого охлаждения адиабатическим увлажнением, и температура газа резко падает с 400°C до 77°C . Затем технологический газ поступает в многоступенчатую заполненную охлаждающую и абсорбционную колонну 500; сначала технологический газ поступает в первый абсорбционный слой и промывается и охлаждается охладителем оборотной воды до 35°C , затем технологический газ поступает во второй абсорбционный слой и промывается и охлаждается охладителем охлажденной воды до 29°C ; после двойного охлаждения технологический газ поступает в электростатический туманоуловитель 600 для удаления кислотного тумана триоксида серы;

(4) после удаления кислотного тумана триоксида серы технологический газ поступает в блок 700 сушки и высушивается концентрированной серной кислотой с концентрацией 93 масс. %.

(5) содержание диоксида серы в осушенном технологическом газе составляет 5 мол. %, давление технологического газа повышают до 20 кПа с помощью основного нагнетательного вентилятора 810 и затем подают в первый внешний теплообменник 830 и второй теплообменный трубопровод 845b (см. фиг. 13) для теплообмена, затем технологический газ 37 подвергают реакции окисления в первом слое 844a катализатора в конвертере 840 при температуре $415\pm 5^{\circ}\text{C}$. После реакции технологический газ достигает температуры $555\pm 5^{\circ}\text{C}$, затем обменивается теплом с трубным газом в первом теплообменном трубопроводе 845a конвертера 840, в результате чего технологический газ во втором слое 844b катализатора достигает температуры $455\pm 5^{\circ}\text{C}$ и проходит реакцию окисления; первая реакция окисления завершается в первой камере конверсии, и степень конверсии первой реакции окисления составляет 96 мол. %; после первой реакции окисления технологический газ 38 обменивается теплом с трубным газом в первом внешнем теплообменнике 830, и температуру технологического газа регулируют так, чтобы она была выше или равна 150°C ; затем технологический газ поступает в первый абсорбционный слой многоступенчатой абсорбционной колонны 880 для первой абсорбции 100 масс. % серной кислотой, и коэффициент абсорбции составляет 99,99 масс. %;

После второй абсорбции технологический газ выпускают. В отходящем газе концентрация SO_2 меньше или равна 50 мг/нм^3 , концентрация NO_x меньше или равна 50 мг/нм^3 , концентрация кислотного тумана меньше или равна 5 мг/нм^3 , а концентрация частиц меньше или равна 30 мг/нм^3 .

На фиг. 9 показана соединительная конструкция блока 200 удаления пыли и блока 300 рекуперации тепла в вышеописанной системе обработки серосодержащих отходов, в которой блок 300 рекуперации тепла подсоединен после блока 200 удаления пыли. Блок 200 удаления пыли включает по меньшей мере две группы фильтров, расположенных параллельно, и каждая группа фильтров включает два фильтра, а именно циклонный пылеуловитель 210 и керамический мембранный фильтр 220, причем керамический мембранный фильтр 220 присоединен последовательно после циклонного пылеуловителя 210; корпус циклонного пылеуловителя 210 изготовлен из высоколегированной стали; внутренняя стенка циклонного пылеуловителя 210 снабжена теплоизоляционным слоем и огнеупорным слоем последовательно, причем теплоизоляционный слой выполнен из легкого литого материала и/или легкого огнеупорного кирпича; огнестойкий слой выполнен по меньшей мере из одного материала из корундовых кирпичей, корундомуллитовых кирпичей, хромкорундовых кирпичей и карбида кремния; воздухозаборник циклонного пылеуловителя имеет спиральную структуру поверхности; выход золы циклонного пылеуловителя имеет звездообразную структуру золотводного клапана или спиральную структуру перелива. Блок 300 рекуперации тепла включает котел-утилизатор 310 и пароперегреватель 320, оба из которых сообщаются с блоком 200 удаления пыли, и котел-утилизатор 310 и пароперегреватель 320 сообщаются друг с другом, так что насыщенный пар, полученный из котла-утилизатора 310, может поступать в пароперегреватель 320.

Благодаря использованию комбинации специального устройства для удаления пыли и устройства для рекуперации тепла, а также размещения специального теплоизоляционного слоя и огнеупорного слоя на внутренней стенке циклонного пылеуловителя в сочетании со специальной конструкцией и комбинацией, требования к высокотемпературным дымовым газам, содержащим золу (например, дымовые газы, содержащие диоксид серы при температуре 900-1200°С из печи высокотемпературного крекинга в процессе высокотемпературного сжигания серосодержащих отходов) для оборудования выполняются, достигается высокая эффективность удаления пыли, и потери тепла с высокотемпературным дымовым газом, содержащим золу в устройстве для удаления пыли могут быть значительно снижены.

Блок очистки и охлаждения в вышеуказанной системе обработки серосодержащих отходов может содержать колонну 400 резкого охлаждения и увлажнения, многоступенчатую охлаждающую и абсорбционную колонну 500 и электростатический туманоуловитель 600, которые последовательно сообщаются друг с другом, и колонна 400 резкого охлаждения и увлажнения сообщается с блоком 300 рекуперации тепла.

Фиг. 10 представляет собой схематическое изображение колонны 400 резкого охлаждения и увлажнения. Колонна 400 резкого охлаждения и увлажнения содержит корпус 410 первой колонны и узел 420 распыления; корпус 410 первой колонны содержит камеру 411 охлаждения и вход 412 камеры и выход 413 камеры, которые сообщаются с внешней стенкой корпуса 410 первой колонны и камерой 411 охлаждения, при этом вход 412 камеры расположен в нижней части корпуса 410 колонны, а выход 413 камеры расположен в верхней части корпуса 410 колонны; узел 420 распыления расположен внутри камеры 411 охлаждения и содержит первое распылительное отверстие 420 и второе распылительное отверстие 421, при этом первое распылительное отверстие 422 выполнено с возможностью распыления охлаждающей текучей среды вниз, второе распылительное отверстие 421 выполнено с возможностью распыления охлаждающей текучей среды вверх, и первое распылительное отверстие 422 и второе распылительное отверстие 421 расположены напротив друг друга.

Поскольку первое распылительное отверстие 421 узла 420 для распыления предназначено для распыления охлаждающей текучей среды вниз, а второе распылительное отверстие 422 предназначено для распыления охлаждающей текучей среды вверх, и первое распылительное отверстие 421 и второе распылительное отверстие 422 расположены напротив друг друга, охлаждающая текучая среда, распыляемая из первого распылительного отверстия 421 и второго распылительного отверстия 422, может соответственно охлаждать высокотемпературный технологический газ сверху и снизу, когда высокотемпературный технологический газ поступает в камеру 411 охлаждения через вход 412 камеры и течет к выходу 130 камеры, и в то же время влажность высокотемпературного технологического газа увеличивается, так что температура высокотемпературного технологического газа может резко падать с 320°C - 350°C до 75°C - 80°C , благодаря чему технологический газ быстро и эффективно охлаждается, а сопротивление системы ниже, обычно на 1 кПа, что сокращает период обработки серосодержащих отходов.

Кроме того, колонна 400 резкого охлаждения и увлажнения может дополнительно содержать однонаправленную распылительную головку 430, которая расположена между распылительным механизмом 420 и выходом 413 камеры и предназначена для распыления охлаждающей текучей среды вниз, тем самым улучшая эффект охлаждения.

Фиг. 11 представляет собой схематическое изображение охлаждающей и абсорбционной колонны 500. Охлаждающая и абсорбционная колонна включает корпус 510 второй колонны, первый абсорбционный слой и второй абсорбционный слой; корпус 510 второй колонны расположен в вертикальном направлении и содержит камеру

охлаждения и абсорбции, проходящую в вертикальном направлении; корпус 510 второй колонны содержит вход для газа и выход для газа, сообщающиеся с камерой охлаждения и абсорбции соответственно, при этом вход для газа расположен в нижней части корпуса 510 второй колонны, а выход для газа расположен в верхней части корпуса 510 второй колонны; первый абсорбирующий слой и второй абсорбирующий слой расположены на расстоянии друг от друга в камере охлаждения и абсорбции в вертикальном направлении, при этом первый абсорбирующий слой содержит первый распылительный механизм 520, выполненный с возможностью распыления абсорбирующей текучей среды в камеру охлаждения и абсорбции, и второй абсорбирующий слой содержит второй распылительный механизм 530, выполненный с возможностью распыления абсорбирующей текучей среды в камеру охлаждения и абсорбции.

Поскольку корпус 510 второй колонны расположен в вертикальном направлении и имеет камеру охлаждения и абсорбции, проходящую в вертикальном направлении, площадь основания охлаждающей и абсорбционной колонны может быть уменьшена, тем самым могут быть снижены эксплуатационные расходы. Кроме того, поскольку первый абсорбирующий слой и второй абсорбирующий слой расположены на расстоянии друг от друга в вертикальном направлении в камере охлаждения и абсорбции, первый абсорбирующий слой включает первый распылительный механизм 520, выполненный с возможностью распыления абсорбирующей текучей среды в охлаждающую и абсорбционную камеру, и второй абсорбирующий слой включает второй распылительный механизм 530, выполненный с возможностью распыления абсорбирующей текучей среды в камеру охлаждения и абсорбции, технологический газ, поступающий в камеру охлаждения и абсорбции через вход для газа, может вступать в реакцию абсорбции с абсорбирующей текучей средой, распыляемой первым распылительным механизмом 520 и с абсорбирующей текучей средой, распыляемой вторым распылительным механизмом 530 соответственно, и абсорбирующая текучая среда может полностью абсорбировать триоксид серы в технологическом газе, таким образом достигается эффект промывки технологического газа.

Кроме того, камера охлаждения и абсорбции корпуса 510 второй колонны может быть снабжена перегородкой 513, которая делит камеру охлаждения и абсорбции на первую камеру и вторую камеру снизу вверх, при этом первый абсорбирующий слой расположен в первой камере и второй абсорбирующий слой расположен во второй камере; корпус 510 второй колонны снабжен входом 511 для газа, выходом 512 для газа и вентиляционным отверстием, сообщающимся с первой камерой и второй камерой, при этом вход 511 для газа сообщается с первой камерой и расположен в нижней части первой

камеры для приема внешнего технологического газа; выход 512 для газа сообщается со второй камерой и расположен в верхней части второй камеры для выпуска технологического газа в последующий процесс. Первый распылительный механизм 520 и второй распылительный механизм 530 выполнены с возможностью распыления холодильной текучей среды, температура которой ниже температуры охлаждающей текучей среды, в то время как они распыляют абсорбирующую текучую среду в первой камере и во второй камере. Преимущество такого устройства состоит в том, что температура технологического газа может быть дополнительно снижена холодильной текучей средой; например, температура охлаждающей текучей среды составляет 28-32°C, технологический газ промывают и охлаждают примерно до 35°C после прохождения первого абсорбирующего слоя, затем технологический газ можно промывать и охлаждать до 15°C холодильной текучей средой при температуре 7-10°C после прохождения через второй абсорбирующий слой, таким образом охлаждающий эффект значительно улучшается.

Чтобы повысить эффективность использования охлаждающей жидкости, сэкономить энергию и снизить себестоимость, охлаждающая и абсорбционная колонна 500 включает водяной насос 560 и охладитель 570, таким образом, абсорбирующая жидкость и охлаждающая жидкость охлаждаются, а затем циркулируют обратно в камеру охлаждения.

Чтобы обеспечить более экстенсивный контакт абсорбирующей текучей среды с технологическим газом, первый абсорбирующий слой может включать первый наполнитель 540, и первый распылительный механизм 520 предназначен для распыления абсорбирующей текучей среды вниз, и первый наполнитель 540 расположен ниже первого распылительного механизма 520; второй абсорбирующий слой может включать второй наполнитель 550, и второй распылительный механизм 530 предназначен для распыления абсорбирующей текучей среды вниз, и второй наполнитель 550 расположен ниже второго распылительного механизма 530. Следует понимать, что наполнители могут быть выполнены из различных материалов, при условии, что они могут обеспечить более экстенсивный контакт абсорбирующей текучей среды с технологическим газом. В одном воплощении первый наполнитель 540 и второй наполнитель 550 представляют собой полипропиленовые кольца Heilex.

Технологический газ очищают, охлаждают и сушат в блоке 700 сушки, а затем подают в блоке 800 окисления и абсорбции для конверсии диоксида серы в технологическом газе в триоксид серы, который абсорбируют с получением серной кислоты. На фиг. 12 представлена схема блока 800 окисления и абсорбции, а на фиг. 13

представлено схематическое изображение конвертера 840 в блоке 800 окисления и абсорбции.

Блок 800 окисления и абсорбции содержит устройство конверсии и устройство абсорбции, при этом устройство конверсии соединено с блоком 700 сушки и предназначено для окисления диоксида серы в четвертом газе, полученном в блоке 700 сушки, с получением газа, содержащего триоксид серы; устройство абсорбции находится в сообщении с устройством конверсии и предназначено для проведения абсорбционной обработки газа, содержащего триоксид серы, с получением серной кислоты и отходящего газа. В частности, в показанном предпочтительном воплощении блок 800 окисления и абсорбции включает первый внешний теплообменник 830, второй внешний теплообменник 870, многоступенчатую абсорбционную колонну 880, первый теплообменник 850, второй теплообменник 860, охладитель 890 серной кислоты, абсорбционный циркуляционный насос и конвертер 840, снабженный первым теплообменным трубопроводом 845а и вторым теплообменным трубопроводом 845б. Пунктирная линия представляет нагревательный трубопровод, сплошная линия представляет технологический трубопровод, а стрелка указывает направление потока среды при нагреве. Конкретный технологический процесс осуществляют следующим образом: технологический газ нагнетают в нагревательную печь 820 с помощью нагнетательного вентилятора 810, затем он поступает в первый внешний теплообменник 830, поступает в конвертер 840, затем поступает во второй внешний теплообменник 870 и, наконец, возвращается к нагнетательному вентилятору 810 через второй теплообменник 860, таким образом, цикл завершается. В процессе нагрева среда циркулирует в нагнетательном вентиляторе 810, нагревательной печи 820 и конвертере 840 и не поступает в многоступенчатую абсорбционную колонну 880; хотя нагревательный трубопровод частично перекрывается технологическим трубопроводом, это не влияет на нормальный ход процесса.

Конвертер 840, показанный на фиг. 13, содержит кожух 841 конвертера, узел засыпки катализатора и теплообменные трубопроводы 845а и 845б; кожух 841 конвертера имеет внутри камеру конверсии и снабжен входами 842а и 842б для газа конверсии и выходами 843а и 843б для газа конверсии, которые находятся в сообщении с камерой конверсии; узел засыпки катализатора содержит по меньшей мере два слоя 844а, 844б, 844с и 844д катализатора, которые расположены в камере конверсии на расстоянии в направлении потока технологического газа; теплообменные трубопроводы 845а и 845б по количеству совпадают со слоями 844а, 844б, 844с и 844д катализатора и расположены в камере конверсии по меньшей мере частично и размещены между соседними слоями

катализатора. Путем размещения теплообменных трубопроводов в камере конверсии и между двумя соседними слоями катализатора можно значительно сократить занимаемое пространство и эффективно снизить эксплуатационные расходы.

В частности, конвертер 840 включает первую камеру конверсии и вторую камеру конверсии, первый слой 844a катализатора, второй слой 844b катализатора, третий слой 844c катализатора, четвертый 844d слой катализатора, первый вход 842a для газа конверсии, второй вход 842b для газа конверсии, первый выход 843a для газа конверсии и второй выход 843b для газа конверсии, выполненные в кожухе 841 конвертера; как первый вход 842a для газа конверсии, так и первый выход 843a для газа конверсии сообщаются с первой камерой конверсии, так что технологический газ может проходить от первого входа 842a для газа конверсии к первому выходу 843a для газа конверсии; как второй вход 842b для газа конверсии, так и второй выход 843b для газа конверсии сообщаются со второй камерой конверсии, так что технологический газ может протекать от второго входа 842b для газа конверсии во второй выход 843b для газа конверсии; как первый слой 844a катализатора, так и второй слой 844b катализатора расположены в первой камере конверсии и размещены на расстоянии в направлении потока технологического газа; как третий слой 844c катализатора, так и четвертый слой 844d катализатора расположены во второй камере конверсии и размещены на расстоянии в направлении потока технологического газа.

В настоящем изобретении технологический газ поступает в первую камеру конверсии через первый вход 842a для газа конверсии, и технологический газ сначала реагирует с первым слоем 844a катализатора, а затем реагирует со вторым слоем 844b катализатора. После реакции технологический газ поступает во внешний теплообменник непосредственно через первый вход 843a для газа конверсии; после теплообмена во внешнем теплообменнике технологический газ, содержащий триоксид серы, достигает температуры 150°C или выше, после чего технологический газ поступает на первую ступень многоступенчатой абсорбционной колонны. Степень конверсии первой конверсии составляет 95%-96%, абсорбцию проводят 100 масс.% серной кислотой, степень абсорбции составляет 99,99%. После абсорбции технологический газ поступает во внешний теплообменник для теплообмена; после теплообмена технологический газ достигает температуры 415°C-420°C и поступает во вторую камеру конверсии через второй вход 842b для газа конверсии, технологический газ может сначала реагировать с третьим слоем 844c катализатора, и технологический газ, содержащий триоксид серы после реакции обменивается теплом во втором теплообменном трубопроводе 845b и затем реагирует с четвертым слоем 844d катализатора; после реакции температуру

технологического газа регулируют на уровне 130°C или выше, и технологический газ поступает на вторую ступень многоступенчатой абсорбционной колонны через второй выход 843b для газа конверсии. Коэффициент абсорбции составляет 99,99%, и технологический газ выпускают после абсорбции. В отходящем газе концентрация SO₂ меньше или равна 50 мг/м³, концентрация NO_x меньше или равна 100 мг/м³, концентрация кислотного тумана меньше или равна 5 мг/м³, а концентрация веществ в виде частиц меньше или равна 30 мг/м³. Следовательно, конвертер в настоящем изобретении имеет преимущество высокой эффективности конверсии.

Чтобы более стабильно расположить каждый слой катализатора в камере конверсии, в одном воплощении настоящего изобретения конвертер 840 включает множество опорных узлов, соответствующих первому слою 844a катализатора, второму слою 844b катализатора, третьему слою 844c катализатора и четвертому слою 844d катализатора во взаимно однозначном соответствии. Каждый опорный узел включает решетку 846, и края решетки 846 соединены с внутренней стенкой кожуха 841 конвертера для обеспечения опоры для соответствующего слоя катализатора. Кроме того, опорный узел включает термостойкие керамические шары 847, расположенные на стороне слоя катализатора, противоположной решетке 846. В настоящем изобретении основная функция термостойких керамических шаров 847 заключается в прижатии слоя катализатора для удерживания слоя катализатора лежащим на решетке 846, чтобы предотвратить сдувание слоя катализатора потоком воздуха. Кроме того, с одной стороны, термостойкие керамические шары 847 могут обмениваться теплом с проходящим технологическим газом, так что температура технологического газа может снижаться до температуры, подходящей для реакции со слоем катализатора; а с другой стороны, термостойкие керамические шары 847 могут поглощать посторонние частицы в технологическом газе и играть очищающую роль.

На основе вышеуказанной реакторной установки и системы обработки серосодержащих отходов настоящее изобретение также обеспечивает способ сжигания серосодержащих отходов и способ получения серной кислоты путем регенерации серосодержащих отходов. Сжигаемые серосодержащие отходы могут представлять собой отработанную серную кислоту, серосодержащий отработанный щелок и серосодержащий отработанный газ и т.д., а топливо можно выбирать по меньшей мере из природного газа, серы, сжиженных углеводородов, сероводорода и органических веществ тяжелой нефти. В технологическом газе, образующемся при сжигании, содержание диоксида серы составляет 3-12 мол.%, содержание NO_x меньше или равно 100 мг/м³, а содержание кислорода составляет 0,5-5 мол.%.

Хотя настоящее изобретение подробно описано выше в некоторых предпочтительных воплощениях со ссылкой на прилагаемые чертежи, настоящее изобретение не ограничивается этими воплощениями. В техническую схему настоящего изобретения могут быть внесены различные простые изменения в рамках технической концепции настоящего изобретения. Во избежание ненужного повторения различные возможные комбинации не описываются конкретно в настоящем описании. Однако такие простые варианты и комбинации также следует считать раскрытыми и попадающими в объем защиты настоящего изобретения.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Реакторная установка, включающая корпус (110) реактора с топкой (111) для проведения реакции горения серосодержащих отходов и вход (112) для топливного газа и выход (113) для технологического газа, сообщающиеся с топкой (111), при этом топка (111) имеет цилиндрическую конструкцию, вход (112) для топливного газа и выход (113) для технологического газа расположены на расстоянии друг от друга на двух концах топки (111) в осевом направлении топки (111), и вход (112) для топливного газа выполнен с возможностью подачи в топку (111) топлива, протекающего в осевом направлении топки (111);

реакторная установка содержит механизм подачи воздуха для горения, который выполнен с возможностью подачи в топку (111) воздуха для горения, протекающего в окружном направлении внутренней стенки топки (111).

2. Реакторная установка по п.1, в которой механизм подачи воздуха для горения содержит первый вход (141) для воздуха для горения и второй вход (142) для воздуха для горения, которые расположены на корпусе (110) реактора и находятся в сообщении с топкой (111) соответственно, при этом первый вход (114) для воздуха для горения и второй вход (115) для воздуха для горения выполнены с возможностью подачи воздуха для горения в топку (111) в тангенциальном направлении топки (111) в различных положениях по окружности топки (111), и воздух для горения, подаваемый через первый вход (114) для воздуха для горения, протекает в том же направлении, что и воздух для горения, подаваемый через второй вход (115) для воздуха для горения.

3. Реакторная установка по п.1, в которой механизм подачи воздуха для горения содержит множество групп входов для воздуха для горения, которые расположены на расстоянии в осевом направлении топки (111).

4. Реакторная установка по п.3, в которой группы входов для воздуха для горения включают первую группу входов (114а, 115а) для воздуха для горения и вторую группу входов (114б, 115б) для воздуха для горения, при этом первая группа входов (114а, 115а) для воздуха для горения расположена у входа (112) для топливного газа, а вторая группа входов (114б, 115б) для воздуха для горения расположена у выхода (113) для технологического газа;

реакторная установка содержит регулирующее устройство для управления механизмом подачи воздуха для горения, причем регулирующее устройство предназначено для регулирования подачи воздуха через первую группу входов (114а, 115а) для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода в первой группе входов (114а, 115а) для воздуха для горения является первым содержанием кислорода, и для регулирования подачи воздуха через вторую группу входов (114б, 115б) для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода во второй группе входов (114б, 115б) для воздуха для горения является вторым содержанием кислорода, при этом второе содержание кислорода равно теоретической потребности в кислороде при нормальном процессе горения серосодержащих отходов, первое содержание кислорода меньше, чем второе содержание кислорода, и первое содержание кислорода и второе содержание кислорода регулируют таким образом, чтобы топливо и серосодержащие отходы, подлежащие сжиганию, подвергались горению по меньшей мере два раза, включая первое горение, соответствующее первому содержанию кислорода, и второе горение, соответствующее второму содержанию кислорода.

5. Реакторная установка по п.4, в которой группы входов для воздуха для горения дополнительно включают по меньшей мере одну третью группу входов для воздуха для горения, расположенную между первой группой входов (114а, 115а) для воздуха для горения и второй группой входов (114б, 115б) для воздуха для горения, и регулирующее устройство дополнительно предназначено для регулирования подачи воздуха через третью группу входов для воздуха для горения таким образом, что содержание кислорода в третьей группе входов для воздуха для горения меньше второго содержания кислорода.

6. Реакторная установка по п.4, в которой первый процесс горения имеет кислородный коэффициент X_1 и температуру 1100-1250°C; последний процесс горения имеет кислородный коэффициент X_3 и температуру 1000-1100°C; возможные остальные процессы горения имеют кислородный коэффициент X_2 и температуру 1100-1200°C соответственно и независимо, и $0,5 \leq X_1 \leq 0,85$, $0,7 \leq X_1 + X_2 \leq 1$ и $1 \leq X_1 + X_2 + X_3 \leq 1,15$; кислородный коэффициент относится к отношению объема кислородсодержащего газа для горения, измеренного в молярном содержании кислорода, к молярному содержанию кислорода, необходимому для полного сгорания топлива.

7. Реакторная установка по п.4, в которой первое содержание кислорода составляет 60% от второго содержания кислорода.

8. Реакторная установка по п.1, в которой механизм подачи воздуха для горения содержит нагревательное устройство (120), которое содержит нагревательный кожух (121) и электронагревательный механизм (122);

нагревательный кожух (121) снабжен нагревательной камерой (123) и входом (124) для нагревающего газа и выходом (125) для нагревающего газа, которые находятся в сообщении с нагревательной камерой (123) соответственно, при этом вход (124) для нагревающего газа выполнен с возможностью сообщения с внешним источником газа, а выход (125) для нагревающего газа находится в сообщении с топкой (111), чтобы обеспечить возможность подачи воздуха для горения в топку (111);

электронагревательный механизм (122) выполнен с возможностью повышения температуры внутри нагревательной камеры (123).

9. Система обработки серосодержащих отходов, включающая:

реакторную установку (100) по любому из пп.1-8, которая выполнена с возможностью осуществления реакции горения серосодержащих отходов с получением первого газа, содержащего диоксид серы;

блок (300) рекуперации тепла, предназначенный для рекуперации тепла из первого газа с получением второго газа;

блок очистки и охлаждения, предназначенный для очистки и охлаждения второго газа с получением третьего газа,

блок (700) сушки, предназначенный для сушки третьего газа с получением четвертого газа, и

блок (800) окисления и абсорбции, предназначенный для окисления и абсорбции четвертого газа с получением серной кислоты и отходящего газа.

10. Система обработки серосодержащих отходов по п.9, включающая блок (200) удаления пыли, расположенный в соединении между реакторной установкой (100) и блоком (300) рекуперации тепла, при этом первый газ, полученный в реакторной установке (100), сначала поступает в блок (200) удаления пыли для удаления пыли, а затем поступает в блок (300) рекуперации тепла для рекуперации тепла с получением второго газа.

11. Система обработки серосодержащих отходов по п.10, в которой блок (200) удаления пыли содержит по меньшей мере две группы фильтров, расположенные в

параллельном соединении, и каждая группа фильтров включает по меньшей мере один фильтр.

12. Система обработки серосодержащих отходов по п.10, в которой блок (300) рекуперации тепла содержит котел-утилизатор (310) и пароперегреватель (320), оба из которых находятся в сообщении с блоком (200) удаления пыли, так что технологический газ, полученный в блоке (200) удаления пыли может поступать в котел-утилизатор (310) и пароперегреватель (320) соответственно; котел-утилизатор (310) и пароперегреватель (320) находятся в сообщении друг с другом, так что насыщенный пар, полученный в котле-утилизаторе (310), может поступать в пароперегреватель (320).

13. Система обработки серосодержащих отходов по п.9, в которой блок очистки и охлаждения содержит колонну (400) резкого охлаждения и увлажнения, многоступенчатую охлаждающую и абсорбционную колонну (500) и электростатический туманоуловитель (600), сообщающиеся друг с другом, при этом колонна (400) резкого охлаждения и увлажнения находится в сообщении с блоком (300) рекуперации тепла.

14. Система обработки серосодержащих отходов по п.13, в которой колонна (400) резкого охлаждения и увлажнения включает корпус (410) первой колонны и узел (420) распыления;

корпус (410) первой колонны содержит камеру (411) охлаждения и вход (412) камеры и выход (413) камеры, которые размещены во внешней стенке корпуса (410) первой колонны и в сообщении с камерой (411) охлаждения, соответственно, при этом вход (412) камеры расположен в нижней части корпуса (410) первой колонны и предназначен для приема технологического газа из выхода (113) для технологического газа реакторной установки (100), а выход (413) камеры расположен в верхней части корпуса (410) первой колонны;

узел (420) распыления расположен внутри камеры (411) охлаждения и содержит первое распылительное отверстие (421) и второе распылительное отверстие (422), при этом первое распылительное отверстие (421) выполнено с возможностью распыления охлаждающей текучей среды вниз, второе распылительное отверстие (422) выполнено с возможностью распыления охлаждающей текучей среды вверх, и первое распылительное отверстие (421) и второе распылительное отверстие (422) расположены напротив друг друга.

15. Система обработки серосодержащих отходов по п.13, в которой охлаждающая и абсорбционная колонна (500) включает корпус (510) второй колонны, первый абсорбционный слой и второй абсорбционный слой;

корпус (510) второй колонны расположен в вертикальном направлении и содержит камеру охлаждения и абсорбции, проходящую в вертикальном направлении, и вход для газа и выход для газа, сообщающиеся с камерой охлаждения и абсорбции соответственно, при этом вход для газа расположен в нижней части корпуса (510) второй колонны для приема технологического газа из выхода (113) для технологического газа реакторной установки (100), а выход для газа расположен в верхней части корпуса (510) второй колонны;

первый абсорбирующий слой и второй абсорбирующий слой расположены на расстоянии друг от друга в камере охлаждения и абсорбции в вертикальном направлении, при этом первый абсорбирующий слой содержит первый распылительный механизм (520), выполненный с возможностью распыления абсорбирующей текучей среды в камеру охлаждения и абсорбции, и второй абсорбирующий слой содержит второй распылительный механизм (530), выполненный с возможностью распыления абсорбирующей текучей среды в камеру охлаждения и абсорбции.

16. Система обработки серосодержащих отходов по п.9, в которой блок (800) окисления и абсорбции содержит устройство конверсии и устройство абсорбции, при этом устройство конверсии соединено с блоком (700) сушки и предназначено для окисления диоксида серы в четвертом газе, полученном в блоке (700) сушки, с получением газа, содержащего триоксид серы;

устройство абсорбции находится в сообщении с устройством конверсии и предназначено для проведения абсорбционной обработки газа, содержащего триоксид серы, с получением серной кислоты и отходящего газа.

17. Система обработки серосодержащих отходов по п.16, в которой устройство конверсии содержит конвертер (840), который содержит кожух (841) конвертера, узел засыпки катализатора и теплообменные трубопроводы (845a, 845b);

кожух (841) конвертера содержит внутри камеру конверсии и снабжен входом (842a, 842b) для газа конверсии и выходом (843a, 843b) для газа конверсии, которые находятся в сообщении с камерой конверсии соответственно, при этом вход (842a, 842b) для газа конверсии предназначен для приема технологического газа из выхода (113) для технологического газа реакторной установки (100);

узел засыпки катализатора содержит по меньшей мере два слоя (844a, 844b, 844c, 844d) катализатора, которые расположены в камере конверсии на расстоянии в направлении потока технологического газа;

теплообменные трубопроводы (845a, 845b) по количеству совпадают со слоями (844a, 844b, 844c, 844d) катализатора и расположены по меньшей мере частично внутри камеры конверсии и размещены между соседними слоями (844a, 844b, 844c, 844d) катализатора.

18. Способ сжигания серосодержащих отходов с помощью реакторной установки по любому из пп.1-8.

19. Способ получения серной кислоты путем регенерации серосодержащих отходов, включающий:

(1) с использованием способа по п.18, введение топлива и серосодержащих отходов в реакторную установку для осуществления, по меньшей мере два раза, процесса горения в присутствии кислородсодержащего газа для горения с получением первого газа, содержащего диоксид серы;

(2) введение первого газа в блок рекуперации тепла для рекуперации тепла с получением перегретого пара и второго газа;

(3) введение второго газа в блок очистки и охлаждения для очистки и охлаждения с получением третьего газа;

(4) введение третьего газа в блок сушки для сушки с получением четвертого газа;

(5) введение четвертого газа в блок окисления и абсорбции для окисления и абсорбции с получением серной кислоты и отходящего газа.

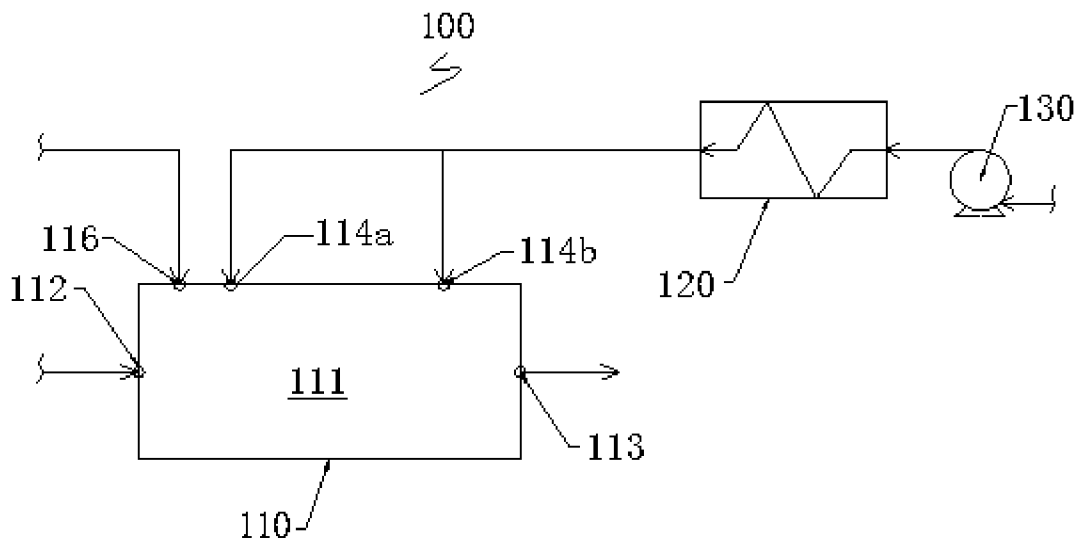
20. Способ по п.19, в котором

серосодержащие отходы выбирают из по меньшей мере одного вида отходов из отработанной серной кислоты, серосодержащего отработанного щелока и серосодержащего отработанного газа;

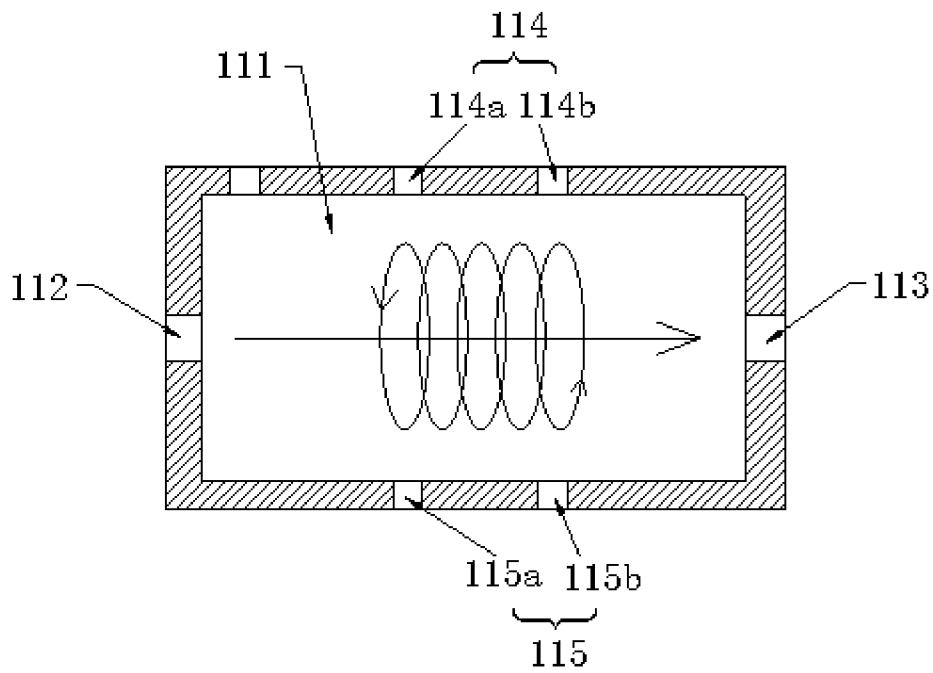
топливо выбирают по меньшей мере из одного материала из природного газа, серы, сжиженных углеводородов, сероводорода и органических веществ тяжелой нефти;

в первом газе содержание диоксида серы составляет 3-12 мол.%, содержание NO_x меньше или равно 100 мг/Нм^3 , содержание кислорода составляет 0,5-5 мол.%.

1/9

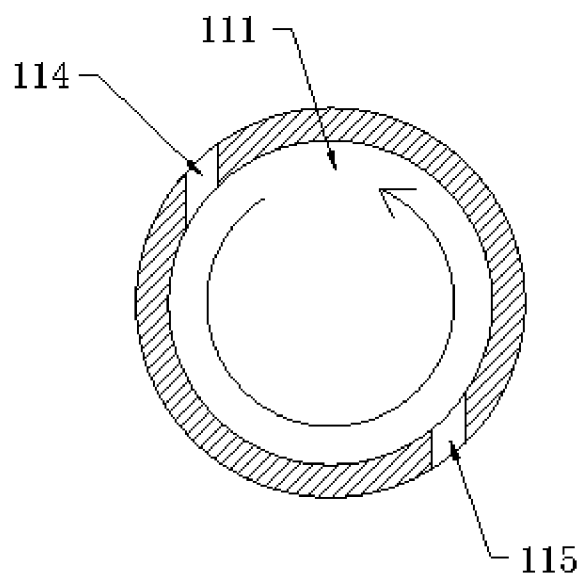


Фиг. 1

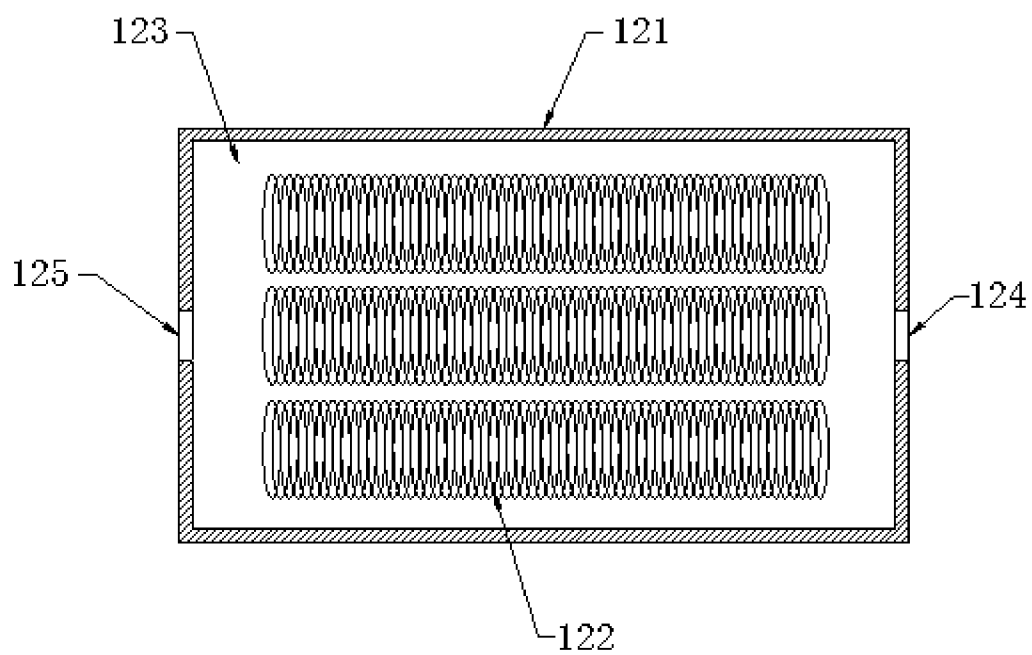


Фиг. 2

2/9

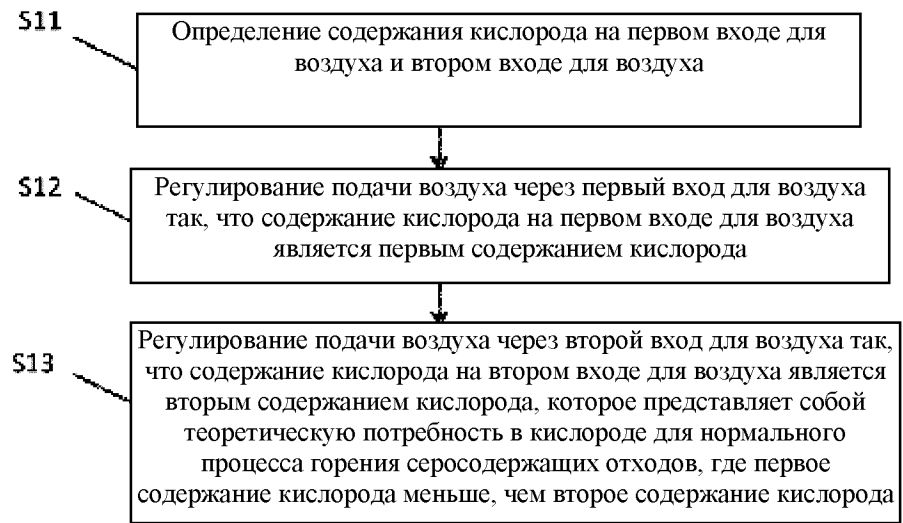


Фиг. 3

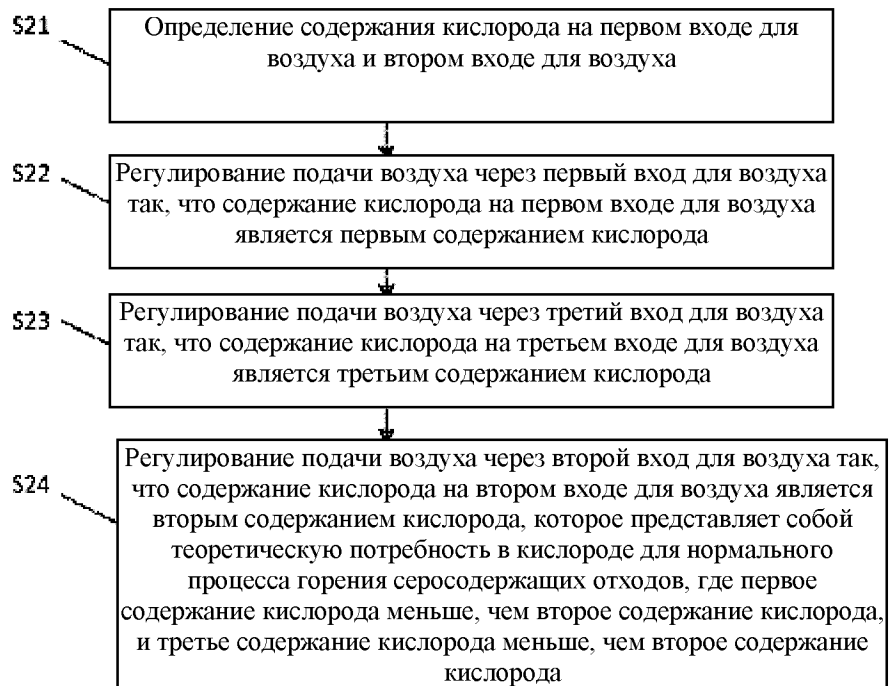


Фиг. 4

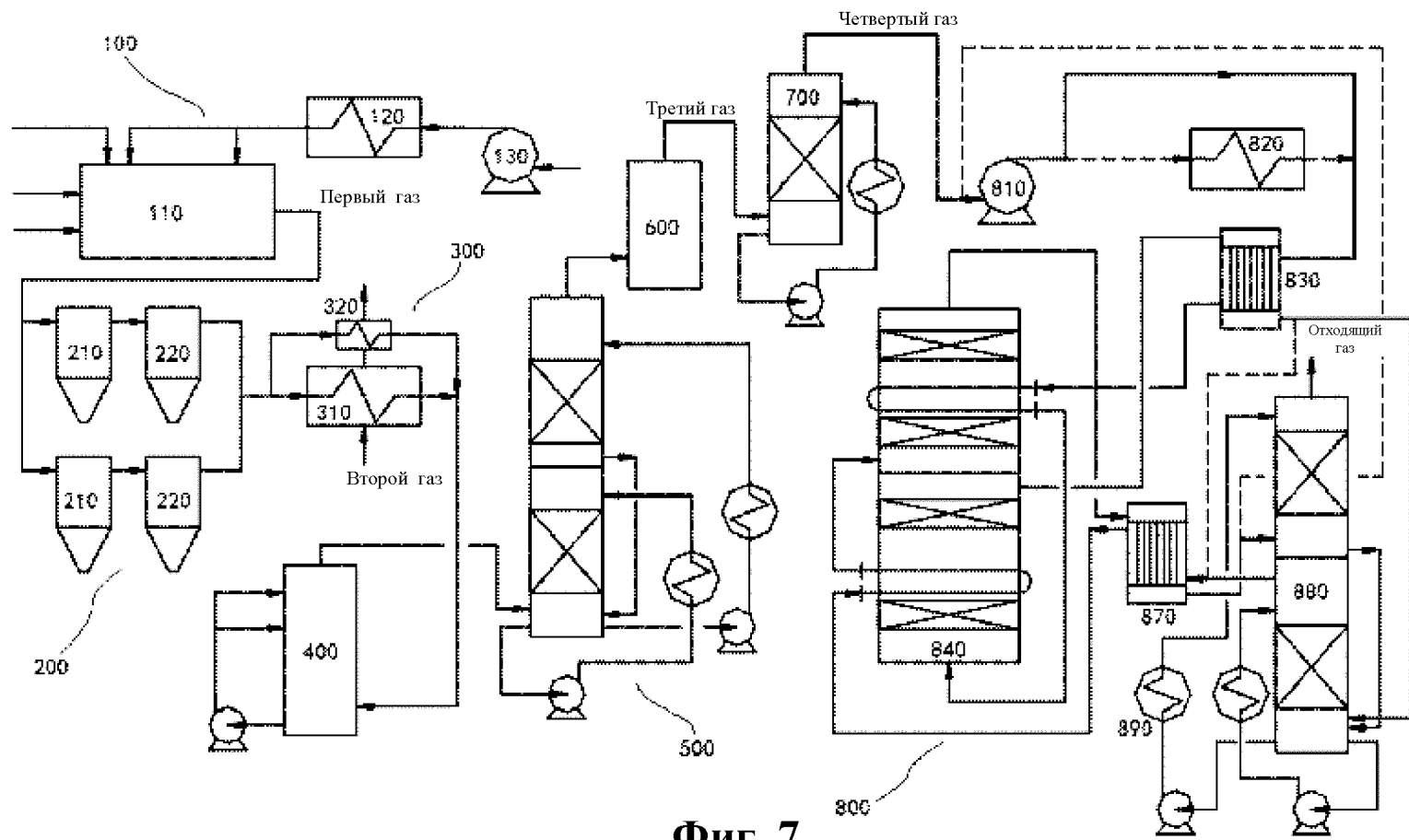
3/9



Фиг. 5

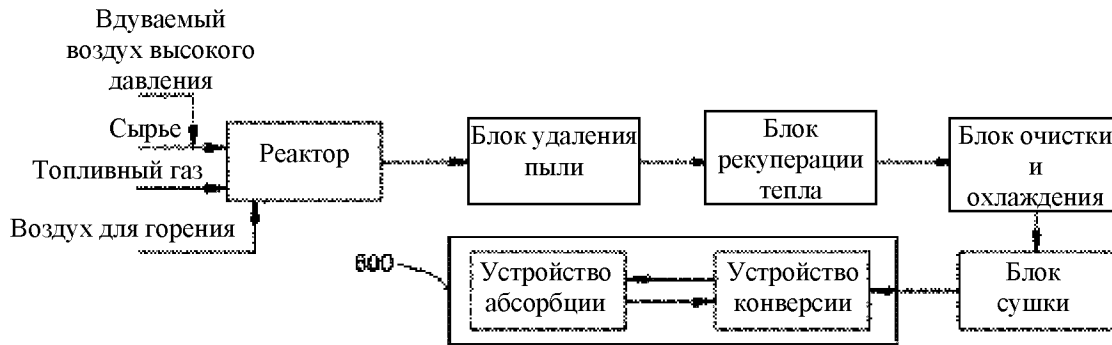


Фиг. 6

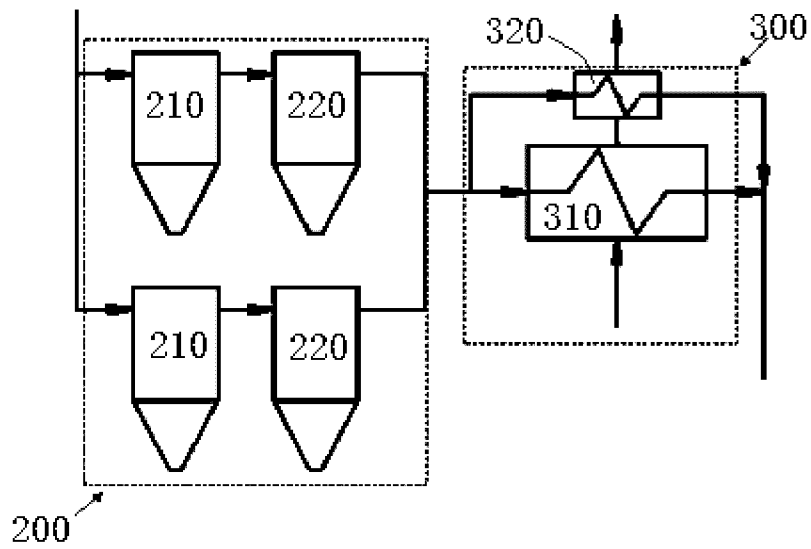


Фиг. 7

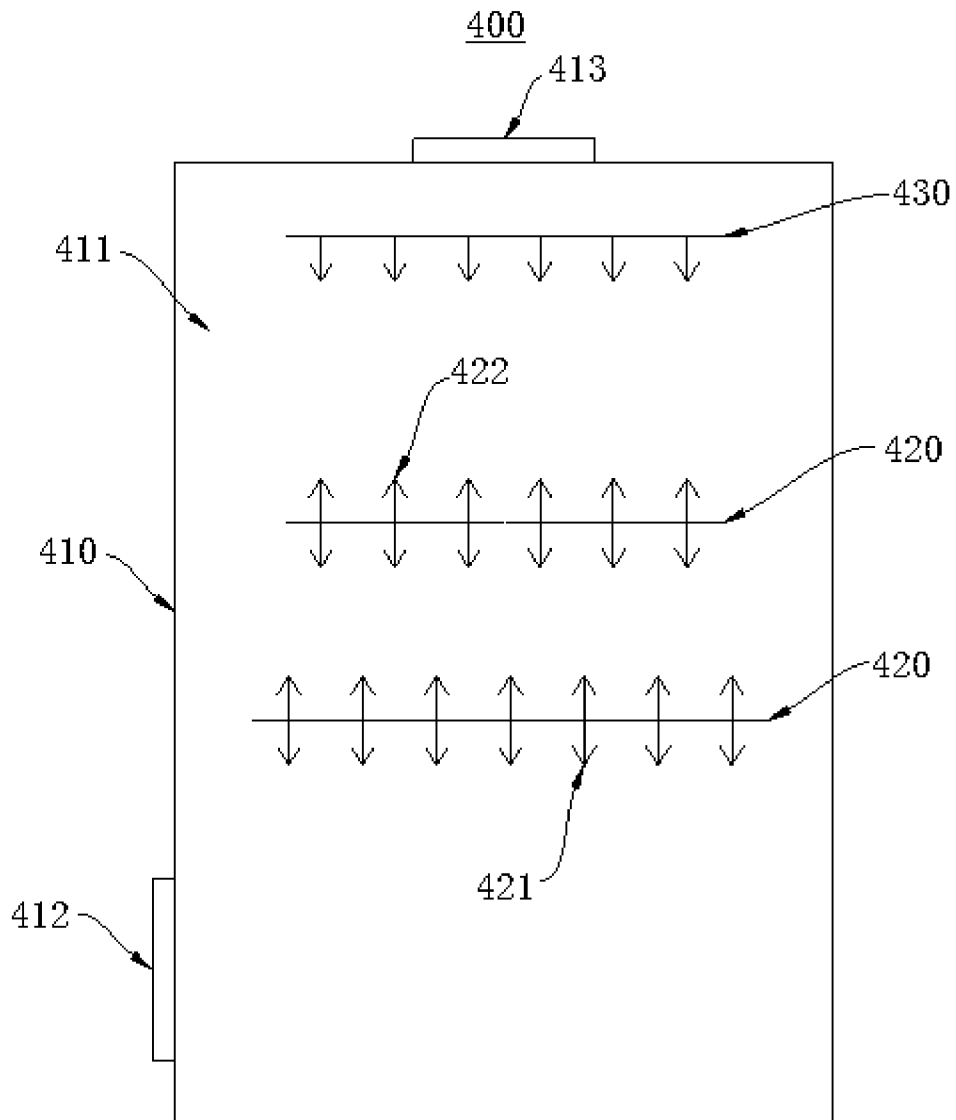
Реакторная установка, система обработки серосодержащих отходов, способ сжигания серосодержащих отходов и способ получения серной кислоты путем регенерации серосодержащих отходов



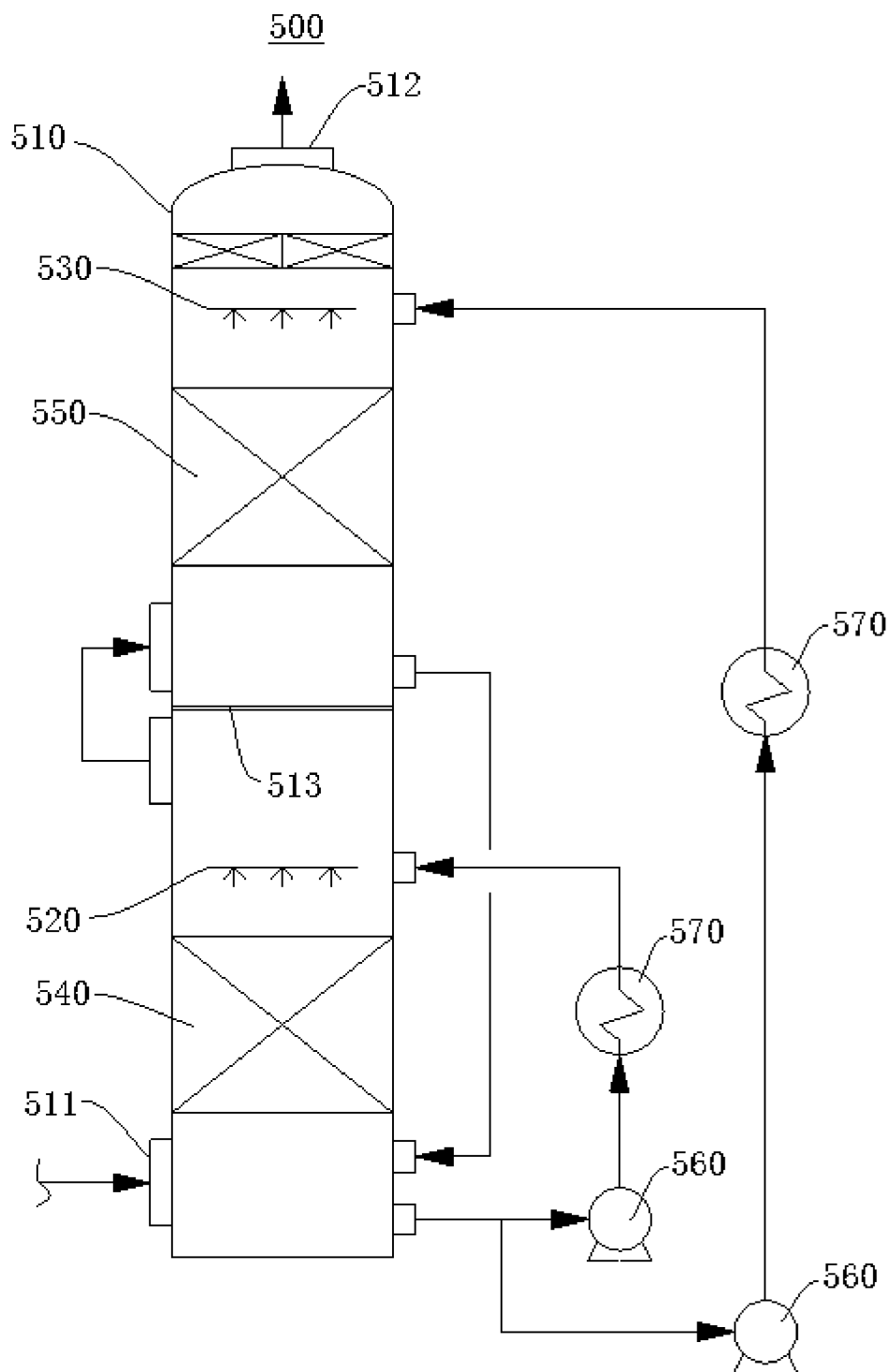
Фиг. 8



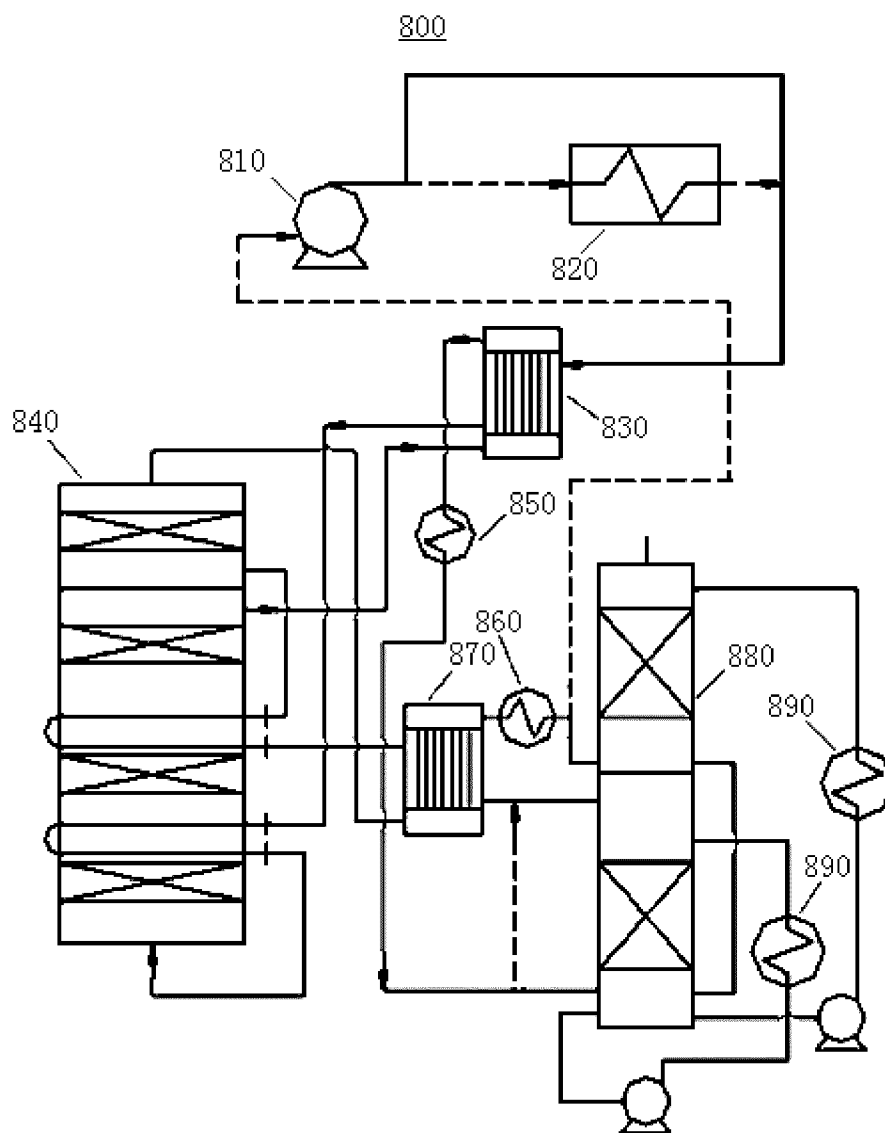
Фиг. 9



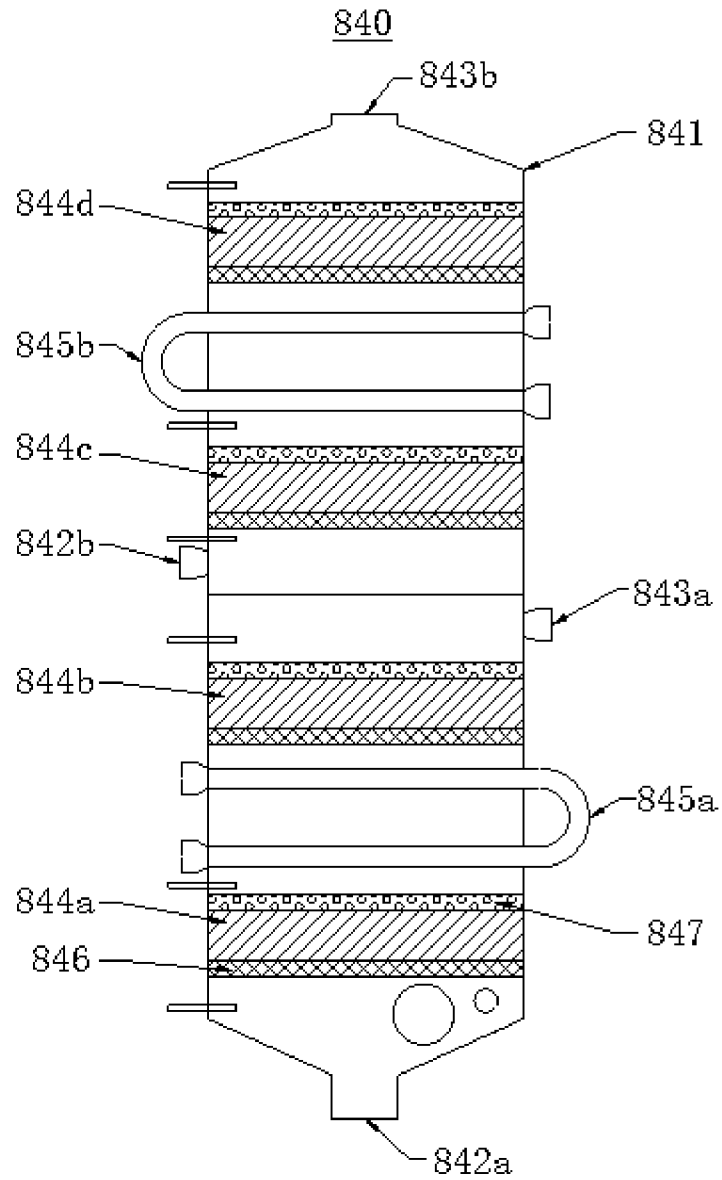
Фиг. 10



Фиг. 11



Фиг. 12



Фиг. 13