

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(21) **201890173** (13) **A1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ**

(43) Дата публикации заявки
2018.08.31

(22) Дата подачи заявки
2016.06.29

(51) Int. Cl. **C01B 17/765** (2006.01)
C01B 17/79 (2006.01)
B01D 53/86 (2006.01)
C01B 17/54 (2006.01)

(54) **СПОСОБ ПРОИЗВОДСТВА СЕРНОЙ КИСЛОТЫ**

(31) **РА 2015 00377**

(32) **2015.07.02**

(33) **DK**

(86) **PCT/EP2016/065119**

(87) **WO 2017/001463 2017.01.05**

(71) Заявитель:
ХАЛЬДОР ТОПСЁЭ А/С (DK)

(72) Изобретатель:
Ликке Мадс (DK), Свердруп Расмус (SE), Теллефсен Морген (DK)

(74) Представитель:
Беляева Е.Н. (BY)

(57) Изобретение относится к технологической установке для производства серной кислоты из технологического газа, содержащего SO₂, включающей входное отверстие для подачи технологического газа, первый конвертер SO₂ с входным отверстием и выходным отверстием, первый конденсатор с входным отверстием для подачи газа, выходным отверстием для отвода газа и выходным отверстием для отвода жидкости, устройство для смешивания газа с первым входным отверстием, вторым входным отверстием и выходным отверстием, нагреватель технологического газа с входным отверстием и выходным отверстием, второй конвертер SO₂ с входным отверстием и выходным отверстием, второй конденсатор с входным отверстием для подачи газа, выходным отверстием для отвода газа и выходным отверстием для отвода жидкости, одно или более устройств для охлаждения и хранения серной кислоты, а также выходное отверстие для отвода очищенного технологического газа, в которой выходное отверстие для отвода газа указанного первого конденсатора гидравлически соединено с первым входным отверстием устройства для смешивания, выходное отверстие указанного устройства для смешивания гидравлически соединено с входным отверстием нагревателя технологического газа, выходное отверстие указанного нагревателя технологического газа гидравлически соединено с входным отверстием указанного второго конвертера SO₂ и вторым входным отверстием указанного устройства для смешивания газа, в результате чего преимуществом такой технологической установки является ее энергоэкономичность и уменьшенная потребность в коррозионностойких материалах по сравнению с технологической установкой, в которой происходит нагревание газа, покидающего первый конденсатор.

A1

201890173

201890173

A1

Способ производства серной кислоты

Концентрированная серная кислота (H_2SO_4) является общеизвестным химическим веществом, которое используют в различных областях промышленности, например, для производства удобрений, алкилирования, выщелачивания руды и производства диоксида титана, бумаги и резины.

Большей частью сырья для производства серной кислоты является элементарная сера, полученная в результате десульфуризации нефти и газа, также широко используют газообразный H_2S , который отводят непосредственно из процесса десульфуризации. SO_2 , который высвобождается в ходе процессов выплавки металлов, также является важным сырьем.

Существует большое количество процессов конверсии сырья на основе серы в серную кислоту, однако в большинстве из них используют одну и ту же базовую схему: преобразование сырья на основе серы в газ, содержащий SO_2 , каталитическое окисление SO_2 до SO_3 и либо абсорбцию SO_3 в раствор H_2SO_4 , либо конденсацию H_2SO_4 для отвода целевого продукта: серной кислоты.

В зависимости от состава сырья и требований местного законодательства схема процесса определяется необходимой эффективностью конверсии SO_2 . В случае если необходимо обеспечить высокие концентрации SO_2 и высокую эффективность конверсии SO_2 , наиболее обычной схемой процесса для установки для производства серной кислоты является так называемая двойная конверсия: после первого окисления SO_2 и первого отвода серной кислоты следует второе финальное окисление SO_2 и второй финальный отвод серной кислоты. Первый отвод продукта обеспечивает благоприятную термодинамику конверсии SO_2 на втором этапе окисления SO_2 , с использованием такой схемы достигнутая общая эффективность конверсии SO_2 может быть свыше 99,95%.

В настоящем изобретении описывается установка для производства серной кислоты, в которой происходит обработка различных видов серосодержащего сырья, с более простой схемой и с более высоким уровнем регенерации тепла по сравнению с установками в соответствии с известным уровнем техники. В

частности, в настоящем изобретении описывается улучшенная схема первого этапа конденсации серной кислоты и первого этапа повторного нагрева технологического газа, при этом обеспечивается более простой план расположения оборудования, для которого требуется меньшая поверхность теплообмена, меньшие операционные затраты, а также обеспечивается большая надежность эксплуатации установки для производства серной кислоты.

Определения

При использовании по тексту настоящего документа, под термином «установка для производства серной кислоты» подразумевается как технологический процесс, так и технологическое оборудование, которые включают: подачу исходного газа, каталитическую конверсию SO_2 в SO_3 , гидратирование SO_3 с образованием серной кислоты, а также соответствующие вспомогательные процессы, которые в том числе могут осуществляться с использованием клапанов, насосов, теплообменных устройств.

При использовании по тексту настоящего документа, под термином «каталитически активный материал» подразумеваются катализаторы любого вида и формы, которые, помимо прочего, могут включать: катализаторные брикеты, прессованные катализаторы вытянутой формы, монолитные катализаторы и поверхности, покрытые слоем каталитически активного материала. Каталитически активный материал может содержать любые известные специалистам вещества, способные выступать в роли катализатора при реакции окисления SO_2 в SO_3 , которые, помимо прочего, могут включать следующие активные вещества: соединения щелочных металлов и ванадия, платину, цезий, оксид рутения и активированный уголь.

По тексту настоящего документа могут быть прямо не указаны обычные элементы, имеющие при этом критическое значение, такие как насосы, клапаны и теплообменники, однако, за исключением случаев, когда настоящим документом прямо предусмотрено иное, такое отсутствие упоминания не подразумевает отсутствие таких элементов.

По тексту настоящей заявки для обозначения химических соединений могут использоваться химические формулы, химические наименования или

тривиальные наименования. Такие наименования являются полными синонимами, разница в терминологии не подразумевает каких-либо отличий в значении.

При использовании по тексту термина «непосредственно перед... по ходу процесса» или «расположенный по ходу процесса непосредственно после» подразумевается, что между двумя указанными этапами или элементами расположены лишь несущественные этапы процесса или элементы.

Далее по тексту под единицей измерения н. м³ подразумевается м³ при нормальных условиях, т.е. количество газа, занимающее такой объем при 0°C и 1 атмосфере.

Под температурой конденсации для компонентов газа (например, под температурой конденсации серной кислоты) подразумевается температура и давление, при которых происходит конденсация этого компонента (серной кислоты) из газовой фазы.

В целом, химические реакции могут быть описаны любым из терминов «конверсия», «расщепление», «реакция» или «окисление», при этом указанные термины не подразумевают какого-либо специфического толкования, если отдельно не указано иное.

Если указываются концентрации (%) в газовой фазе, то если отдельно не указано иное, подразумевается молярная концентрация.

По тексту настоящего документа концентрации триоксида серы в газообразном состоянии указаны в мол.% при допущении, что вся шестивалентная сера присутствует в виде триоксида серы, и, следовательно, триоксид серы, а также триоксид серы, который подвергся гидратированию с образованием газообразной серной кислоты. Аналогичным образом, если при указании концентрации воды используют термин «негидратированный», это означает, что в серной кислоте не содержится вода.

Термин «гидравлически соединен» означает любое в существенной степени беспрепятственное соединение между двумя технологическими элементами, включая, помимо прочего, соединение посредством труб и каналов, соединение элементов, находящихся с одной стороны теплообменника, однако из

этого определения исключается соединение через реактор, заполненный катализатором.

Термин «тепловой контакт» означает любой в существенной степени беспрепятственный тепловой контакт между двумя технологическими элементами, включая, помимо прочего, контакт через теплообменник: тепловой контакт двух сред, находящихся с разных сторон одного теплообменника, или тепловой контакт через теплообменную среду.

Широкий аспект настоящего изобретения относится к технологической установке для производства серной кислоты из технологического газа, содержащего SO_2 , включающей входное отверстие для подачи технологического газа, первый конвертер SO_2 с входным отверстием и выходным отверстием, первый конденсатор с входным отверстием для подачи газа, выходным отверстием для отвода газа и выходным отверстием для отвода жидкости, устройство для смешивания газа с первым входным отверстием, вторым входным отверстием и выходным отверстием, нагреватель технологического газа с входным отверстием и выходным отверстием, второй конвертер SO_2 с входным отверстием и выходным отверстием, второй конденсатор с входным отверстием для подачи газа, выходным отверстием для отвода газа и выходным отверстием для отвода жидкости, одно или более устройств для охлаждения и хранения серной кислоты, а также выходное отверстие для отвода очищенного технологического газа, где:

указанное входное отверстие для подачи технологического газа гидравлически соединено с входным отверстием первого конвертера SO_2 , выходное отверстие первого конвертера SO_2 гидравлически соединено с входным отверстием для подачи газа первого конденсатора,

выходное отверстие для отвода жидкости первого конденсатора гидравлически соединено с одним из указанных устройств для охлаждения и хранения серной кислоты,

выходное отверстие для отвода газа указанного первого конденсатора гидравлически соединено с первым входным отверстием устройства для смешивания,

выходное отверстие указанного устройства для смешивания гидравлически соединено с входным отверстием нагревателя технологического газа,

выходное отверстие указанного нагревателя технологического газа гидравлически соединено с входным отверстием указанного второго конвертера SO_2 и вторым входным отверстием указанного устройства для смешивания газа,

выходное отверстие второго конвертера SO_2 гидравлически соединено с входным отверстием для подачи газа второго конденсатора, выходное отверстие для отвода жидкости второго конденсатора гидравлически соединено с одним из указанных устройств для хранения серной кислоты, выходное отверстие для отвода газа указанного второго конденсатора гидравлически соединено с выходным отверстием для отвода очищенного технологического газа,

отличающейся тем, что первое входное отверстие указанного устройства для смешивания газа гидравлически соединено с входным отверстием указанного первого конденсатора без промежуточного теплообменника,

в результате чего преимущественно такая технологическая установка является энергоэкономичной, и при ее изготовлении требуется меньшее количество коррозионностойких материалов по сравнению с технологическими установками, в которых происходит нагревание газа, покидающего первый конденсатор.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения указанное устройство для смешивания содержит один или более элементов для повышения эффективности смешивания, таких как отбойники или насадочные элементы,

в результате чего преимущественно такое смешивающее устройство обеспечивает повышенную эффективность смешивания холодного, частично десульфурлизованного газа и рециркулируемого горячего технологического газа, и, следовательно, снижается риск конденсации коррозионной серной кислоты.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения один конденсатор из указанных первого и второго конденсатора или оба этих конденсатора содержат камеру для охлаждающей среды с входным отверстием для подачи охлаждающей среды и выходным отверстием для отвода охлаждающей среды,

в результате чего преимущественно в таком конденсаторе обеспечивается улучшенный контроль температуры конденсации.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения указанная камера для охлаждающей среды представляет собой силовую оболочку, при этом указанный конденсатор содержит несколько труб, изготовленных из коррозионностойкого материала, в результате чего преимущественно такой конденсатор является компактным.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения указанная камера для охлаждающей среды содержит несколько труб, изготовленных из коррозионностойких материалов, при этом указанный конденсатор содержит корпус, изготовленный из коррозионностойких материалов, что позволяет коррозионно-активному технологическому газу находиться в межтрубном пространстве.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения технологическая установка содержит второй нагреватель технологического газа с входным отверстием и выходным отверстием, в котором указанное входное отверстие второго нагревателя технологического газа гидравлически соединено с выходным отверстием первого нагревателя технологического газа, а выходное отверстие второго нагревателя технологического газа гидравлически соединено со вторым конвертером SO_2 , и в котором, по меньшей мере, один из первого и второго нагревателей технологического газа находится в тепловом контакте с выходным отверстием второго конвертера SO_2 , в результате чего преимущественно обеспечивается улучшенная тепловая интеграция из-за рекуперации выработанного тепла во втором конвертере SO_2 .

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения технологическая установка для производства серной кислоты дополнительно содержит установку для сжигания, содержащую входное отверстие для подачи сырья, входное отверстие для подачи окислителя, при необходимости, входное отверстие и выходное отверстие для вспомогательного топлива, в которой источник указанного серосодержащего сырья гидравлически соединен с указанным входным отверстием для подачи сырья, источник указанного окислителя, такого, например, как воздух, нагретый воздух или газ, богатый кислородом, гидравлически соединен с указанным входным отверстием для подачи окислителя, используемый при необходимости источник подачи

вспомогательного топлива гидравлически соединен с указанным входным отверстием для подачи вспомогательного топлива, а выходное отверстие установки для сжигания соединено с указанным входным отверстием для подачи технологического газа, в результате чего преимущественно в такой технологической установке, включающей установку для сжигания, может использоваться более широкий спектр видов серосодержащего сырья, включая восстановленные серные соединения, такие как H_2S , и элементарную серу, а также отработанную серную кислоту, содержащую примеси.

Еще один аспект настоящего изобретения относится к способу производства серной кислоты, включающему следующие этапы:

подачу технологического газа, содержащего SO_2 и O_2 , для контактирования с материалом, обладающим каталитической активностью при окислении SO_2 до SO_3 , с получением окисленного технологического газа,

при необходимости, добавление воды для гидратации SO_3 с получением H_2SO_4 к указанному технологическому газу или к окисленному технологическому газу и подачу его в первый конденсатор,

отвод конденсированной H_2SO_4 и частично десульфуризованного газа с температурой, по меньшей мере, $150^\circ C$, $160^\circ C$ или $180^\circ C$ до $190^\circ C$, $200^\circ C$ или $220^\circ C$ из указанного первого конденсатора,

объединение указанного частично десульфуризованного газа с рециркулируемым горячим промежуточным технологическим газом, с получением промежуточного технологического газа,

нагревание указанного промежуточного технологического газа путем теплообмена в одном или более теплообменных устройствах с получением горячего промежуточного технологического газа,

отвод некоторого количества указанного горячего промежуточного технологического газа в качестве рециркулируемого горячего промежуточного технологического газа,

подачу указанного горячего промежуточного технологического газа в секцию с материалом, обладающим каталитической активностью при окислении SO_2 до SO_3 , с получением полностью окисленного технологического газа,

при необходимости, добавление воды для гидратации SO_3 с получением H_2SO_4 к указанному горячему промежуточному технологическому газу или к

полностью окисленному технологическому газу и подачу его во второй конденсатор,

отвод конденсированной H_2SO_4 и десульфуризованного газа из указанного второго конденсатора,

в результате чего преимущественно такой способ обладает высокой термической эффективностью, снижается стоимость оборудования по сравнению с аналогичными процессами, в которых газ, который отводится из первого конденсатора, имеет более низкую температуру.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения температура технологического газа, поступающего в первый конвертер SO_2 , находится в диапазоне от $360^\circ C$, $370^\circ C$ или от $380^\circ C$ до $400^\circ C$, $410^\circ C$ или $420^\circ C$,

в результате чего преимущественно такие технологические условия являются высокоэффективными при конверсии SO_2 в SO_3 .

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения температура технологического газа, поступающего в первый конденсатор, находится в диапазоне от $240^\circ C$, $260^\circ C$ или от $280^\circ C$ до $290^\circ C$, $300^\circ C$ или $310^\circ C$,

в результате чего преимущественно такие условия процесса обеспечивают снижение потерь энергии, необходимой для охлаждения, и повторный нагрев технологического газа, прошедшего частичную конверсию.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения указанный материал, обладающий каталитической активностью при окислении SO_2 до SO_3 , содержит, по меньшей мере, один элемент, выбранный из группы, состоящей из соединений щелочных металлов и ванадия, платины, цезия, оксида рутения и активированного угля, в результате чего преимущественно такие каталитически активные материалы обладают высокой селективностью и стабильностью при окислении SO_2 до SO_3 .

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения технологический газ содержит 1 - 10 мол.% SO_2 , в результате чего преимущественно в таком технологическом газе происходит соответствующее высвобождение тепла для поддержания теплового равновесия в установке.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения способ производства серной кислоты включает дополнительный этап сжигания сырья богатого серой в присутствии окислителя с образованием указанного технологического газа, в результате чего преимущественно в таком процессе может использоваться более широкий спектр видов серосодержащего сырья, включая восстановленные серные соединения, такие как H_2S , и элементарную серу, а также отработанную серную кислоту, содержащую примеси.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения температура горячего рециркулируемого технологического газа находится в диапазоне от 360°C , 370°C или от 380°C до 400°C , 410°C или 420°C , при этом преимущественно газ с такой температурой пригоден для повторного нагрева частично десульфурлизованного газа и одновременно при этом пригоден для каталитического окисления SO_2 до SO_3 .

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения отношение между расходом потока частично десульфурлизованного газа и рециркулируемого горячего промежуточного технологического газа составляет от 12:1 до 4:1, в результате чего преимущественно такое отношение обеспечивает необходимый баланс между способностью смешивания потоков и способностью повышения температуры повторно нагреваемого частично десульфурлизованного газа до уровня существенно выше температуры конденсации серной кислоты.

Процессы конверсии сырья на основании серы в серную кислоту включают так называемый «мокрый» способ производства серной кислоты, в ходе которого происходит конверсия сырья на основании серы в SO_2 , после чего происходит его каталитическое окисление до SO_3 , и гидратация SO_3 с образованием H_2SO_4 , затем конденсация H_2SO_4 с получением необходимого кислотного продукта.

Регулирование теплового режима в установке для производства серной кислоты представляет определенные сложности. Окисление SO_2 до SO_3 является экзотермическим процессом, для которого в присутствии катализатора требуется температура активации свыше 360°C . Эффективность конверсии SO_2 обычно ограничена химическим равновесием, которое при высоких температурах сдвинуто в сторону SO_2 . Следовательно, для обеспечения благоприятных условий

равновесия при сохранении температуры выше температуры активации катализатора температура технологического газа, прошедшего частичную конверсию, снижается путем межслойного теплообмена.

Так как сконденсированная концентрированная H_2SO_4 обладает высокой коррозионной активностью, температура конвертированного технологического газа должна быть выше температуры конденсации серной кислоты для того, чтобы избежать непредусмотренной конденсации H_2SO_4 . Секции установки, где, как предусмотрено, должна происходить конденсация, должны быть изготовлены из коррозионностойкого материала, например, должны включать дорогостоящее оборудование с футерованными поверхностями или оборудование, изготовленное из стекла, по меньшей мере, до той точки, где отсутствуют условия конденсации, например, в результате разбавления воздухом или вследствие нагревания технологического газа до уровня выше температуры конденсации.

Кроме того, конденсация серной кислоты является сложным процессом, при котором имеется сильная тенденция к образованию взвешенных частиц, если процесс конденсации не регулируется с помощью необходимой скорости охлаждения технологического газа. Такие взвешенные частицы с трудом поддаются вторичному испарению. Кроме того, технологический газ, покидающий конденсатор серной кислоты, в других конфигурациях может быть подвержен нежелательной конденсации по ходу процесса непосредственно после конденсатора, в случае наличия холодных поверхностей, что зачастую может являться причиной коррозионного эффекта.

Традиционно, критерии проектирования установка для производства серной кислоты «мокрым» способом включают минимизацию температуры на выходе из конвертера SO_2 , что обеспечивает максимальную конверсию SO_2 до SO_3 в конвертере. Аналогичным образом, температура на выходе из конденсатора была минимизирована для того, чтобы обеспечить полную конденсацию серной кислоты. Тем не менее, с внедрением процессов двойной конденсации диапазон рабочих параметров расширился, и были определены нетривиальные возможности для улучшения хода технологического процесса.

При наличии второго конвертера SO_2 и второго конденсатора допустимо иметь более высокий уровень SO_2 на выходе из первого конвертера и более высокий уровень H_2SO_4 на выходе из первого конденсатора, при условии, что такие высокие уровни могут быть снижены во втором конвертере и во втором конденсаторе. Сама природа конденсации требует охлаждения технологического газа, что само по себе в такой схеме двойной конденсации является термически неэффективно, так как для второго этапа необходимо повторное нагревание технологического газа для достижения температуры активации катализатора для конверсии SO_2 до SO_3 .

Таким образом, схема процесса, при котором ограничивается охлаждение технологического газа на этапе конденсации, и, аналогично, ограничивается необходимость в его повторном нагреве, повышает термическую эффективность процесса. Так как проблемы, обусловленные повышенным количеством паров серной кислоты и концентрации SO_2 в технологическом газе, являются незначительными, первый этап конверсии и первый этап конденсации предпочтительно могут осуществляться при менее оптимальных условиях.

Фигуры:

На Фиг. 1 приведена схема процесса в соответствии с известным уровнем техники, где в качестве сырья используют кислотный газ (H_2S) или элементарную серу.

На Фиг. 2 приведена часть схемы способа в соответствии с известным уровнем техники.

На Фиг. 3 приведена схема процесса в соответствии с настоящим изобретением, где в качестве сырья используют кислотный газ (H_2S) или элементарную серу.

На Фиг. 4 приведена общая схема процесса по настоящему изобретению, где в качестве сырья используют так называемую отработанную серную кислоту.

Номера позиций на Фигурах

- (1) Серосодержащее сырье
- (2) Сжатый распыляемый воздух
- (3) Вспомогательное топливо

- (4) Воздух горения
- (5) Камера сгорания
- (6) Горячий сожженный газ
- (8) Теплообменник
- (12) Охладитель технологического газа
- (16) Фильтрационное устройство
- (17) Линия отвода твердых веществ
- (18) Технологический газ, не содержащий твердых веществ
- (20) Разбавленный технологический газ
- (22) Каталитический реактор СКР
- (24) Горячий технологический газ, содержащий SO_2
- (26) Первый конвертер SO_2
- (28) Слой катализатора
- (30) Межслойный охладитель (охладители)
- (32) Охладитель технологического газа, прошедшего частичную конверсию
- (34) Охлажденный технологический газ, содержащий SO_3
- (36) Первый конденсатор серной кислоты
- (38) Частично десульфуризованный газ
- (39) Первый нагреватель технологического газа
- (40) Выходное отверстие первого конденсатора для отвода жидкости
- (41) Точка смешивания
- (43) Повторно нагретый частично десульфуризованный газ
- (44) Вторичный технологический газ
- (46) Нагнетатель технологического газа
- (48) Сжатый технологический газ
- (50) Второй нагреватель повторного нагрева технологического газа
- (52) Предварительно нагретый технологический газ
- (54) Третий нагреватель повторного нагрева технологического газа
- (58) Горячий частично десульфуризованный технологический газ
- (59) Рециркулируемый горячий технологический газ
- (60) Второй конвертер SO_2
- (62) Слой катализатора
- (64) Охладитель технологического газа, прошедшего полную конверсию
- (66) Охлажденный технологический газ

- (68) Второй конденсатор серной кислоты
- (70) Выходное отверстие второго конденсатора для отвода жидкости
- (72) Десульфуризованный технологический газ, прошедший полную конверсию
- (74) Охлаждающий воздух для второго конденсатора серной кислоты
- (76) Второй нагнетатель охлаждающего воздуха
- (78) Сжатый охлаждающий воздух для второго конденсатора серной кислоты
- (80) Горячий охлаждающий воздух из второго конденсатора
- (82) Теплообменник воздуха, выводящегося в выводную трубу
- (84) Горячий воздух
- (86) Отходящий газ
- (88) Выводная труба
- (90) Охлаждающий воздух для первого конденсатора серной кислоты
- (92) Первый нагнетатель охлаждающего воздуха
- (94) Сжатый охлаждающий воздух для первого конденсатора серной кислоты
- (96) Горячий охлаждающий воздух
- (97) Нагреватель охлаждающего воздуха
- (98) Горячий воздух, подающийся в нагреватель повторного нагрева технологического газа
- (100) Воздух, покидающий первый нагреватель технологического газа
- (102) Часть охлаждающего воздуха, поступающая в камеру сгорания
- (104) Нагнетатель воздуха горения
- (108) Сжатый воздух для разбавления
- (110) Горячий воздух для разбавления
- (112) Источник NH_3
- (114) Смесь воздуха для разбавления
- (116) Избыточный охлаждающий воздух
- (118) Тепловой рекуператор для охлаждающего воздуха
- (120) Холодный охлаждающий воздух

На Фиг. 1 приведена общая схема процесса в соответствии с известным уровнем техники для установки для производства серной кислоты путем так называемой двойной конверсии и двойной конденсации. Серосодержащее сырье (1), такое как газ, содержащий H_2S и/или элементарную серу, подают в камеру (5) сгорания, где происходит конверсия какого-либо соединения серы в SO_2 в зоне

горения камеры сгорания. В камеру (5) сгорания добавляют кислород для окисления сырья в виде предварительно нагретого атмосферного воздуха (4) с первого этапа конденсации серной кислоты. При необходимости использования вспомогательного топлива его также добавляют в камеру (5) сгорания. Температура горячего сожженного газа (6), покидающего камеру (5) сгорания, составляет 800 - 1 200 °С, затем этот газ охлаждают до 380 - 420 °С в теплообменнике (8) с образованием горячего технологического газа (24), содержащего SO₂. Как правило, такой теплообменник представляет собой так называемый котел-утилизатор избыточного тепла, в таком котле получают насыщенный пар высокого давления с использованием энергии горячего сожженного газа (6). Горячий технологический газ (24), содержащий SO₂, поступает в первый конвертер (26) SO₂, в котором находится один или более слоев катализатора (28), пригодного для окисления SO₂ до SO₃. Количество слоев катализатора (28), как правило, составляет 1 - 3, в зависимости от необходимой эффективности конверсии SO₂. Окисление SO₂ является экзотермической реакцией, в ходе которой повышается температура катализатора и технологического газа; для того, чтобы обеспечить благоприятные термодинамические условия для конверсии SO₂, в одном или нескольких межслойных охладителях (30), установленных между слоями катализатора, как правило, происходит удаление теплоты реакции. Обычно для охлаждения технологического газа до оптимальной температуры для следующего слоя катализатора используют пар высокого давления. После прохождения через последний слой катализатора в первом конвертере (26) SO₂, как правило, окисляют 95% SO₂, и технологический газ, прошедший частичную конверсию, охлаждают приблизительно до 280 - 300 °С в охладителе (32) технологического газа, прошедшего частичную конверсию, с получением насыщенного пара высокого давления. Охлажденный технологический газ (34), содержащий SO₃, подают в первый конденсатор (36) серной кислоты, в котором происходит охлаждение технологического газа приблизительно до 100 °С путем теплообмена с атмосферным воздухом (94). SO₃ реагирует с водой в газовой фазе с образованием H₂SO₄, после охлаждения происходит конденсация H₂SO₄ из газовой фазы, и серная кислота отводится через выходное отверстие (40) для отвода жидкости первого конденсатора, которое находится в нижней части конденсатора серной кислоты. Охлажденный частично десульфуризованный

технологический газ (38), покидающий конденсатор, практически не содержит паров серной кислоты, однако он неизбежно содержит малое количество взвешенных частиц серной кислоты. Для испарения таких взвешенных частиц серной кислоты частично десульфуризованный газ (38) подают в первый нагреватель повторного нагрева (39) технологического газа, который изготовлен из коррозионностойкого материала, и в котором используют горячий воздух из первого конденсатора (36) серной кислоты и нагревателя (97) охлаждающего воздуха, для повышения температуры повторно нагреваемого технологического газа (43) приблизительно до 180 °С, т.е. до уровня выше температуры конденсации серной кислоты. Для повышения температуры вторичного технологического газа (44) до 210 °С, рециркулируемый горячий технологический газ (59) смешивают с повторно нагреваемым технологическим газом (43), после этого поток компрессируют в нагнетателе (46) технологического газа. Во втором нагревателе повторного нагрева (50) технологического газа происходит теплообмен сжатого технологического газа (48) с технологическим газом (64), прошедшим полную конверсию, из второго конвертера (60) SO₂, и в третьем нагревателе повторного нагрева (54) технологического газа может осуществляться окончательный повторный нагрев предварительно нагретого технологического газа (52), в результате чего обеспечивается оптимальная температура технологического газа, подаваемого во второй конвертер (60) SO₂, составляющая, как правило, 370 - 410 °С. Часть горячего технологического газа из третьего нагревателя повторного нагрева (54) технологического газа рециркулируется (59) в точку перед нагнетателем (46) технологического газа. Технологический газ для рециркулирования может также отводиться из точки (52), однако при этом потребуются более высокий расход из-за более низкой температуры технологического газа. Концентрация SO₂ и SO₃ в технологическом газе (58), подаваемом во второй конвертер SO₂, является низкой, таким образом, можно обеспечить высокую эффективность конверсии SO₂ лишь с одним слоем (62) катализатора, однако, в принципе, второй конвертер SO₂ также может состоять из двух слоев катализатора, которые разделены межслойным охладителем, аналогично тому, как это показано для первого конвертера SO₂ (26). Технологический газ (64), прошедший полную конверсию, покидающий второй конвертер SO₂, охлаждают во втором нагревателе повторного нагрева (50) технологического газа, и охлажденный технологический газ (66) подают во

второй конденсатор (68) серной кислоты, который работает аналогично первому конденсатору (36) серной кислоты. Поток серной кислоты, который отводится через выходное отверстие первого конденсатора (40) для отвода жидкости, и поток, который отводится через выходное отверстие первого конденсатора для отвода жидкости (70), смешиваются и охлаждаются перед подачей в резервуар хранения серной кислоты.

Температура десульфуризованного технологического газа (72), прошедшего полную конверсию, покидающего второй конденсатор серной кислоты, составляет приблизительно 100 °С, такой газ содержит минимальные количества SO₂ и взвешенных частиц серной кислоты, он может подаваться в выводную трубу (88) без дальнейшей переработки.

В качестве охлаждающего воздуха для второго конденсатора (78) серной кислоты может использоваться окружающий воздух, который компрессируют во втором нагнетателе (76) охлаждающего воздуха перед подачей во второй конденсатор (68) серной кислоты. Горячий охлаждающий воздух из второго конденсатора (80) нагревают в теплообменнике воздуха, выводящегося в выводную трубу (82), для повышения температуры горячего воздуха (84) и смешивают непосредственно с десульфуризованным технологическим газом (72), прошедшим полную конверсию, для обеспечения полного испарения взвешенных частиц серной кислоты и обеспечить сухой отходящий газ (86), чтобы выводная труба (88) была рассчитана на функционирование при сухих условиях. В некоторых случаях нет необходимости повышать температуру горячего охлаждающего воздуха из второго конденсатора (80), таким образом теплообменник воздуха, выводящегося в выводную трубу (82), может не использоваться. Если выводная труба рассчитана на функционирование при «мокрых» условиях и изготовлена из коррозионностойких материалов, теплообменник воздуха, выводящегося в выводную трубу (82), в качестве альтернативы может использоваться для охлаждения горячего охлаждающего воздуха, при этом регенерация тепла в установке повышается.

На Фиг. 2, которая соответствует части схемы, приведенной на Фиг. 1, показана технологическая схема в соответствии с известным уровнем техники для этапа процесса в зоне первого конденсатора серной кислоты и первого повторного

нагрева частично десульфурлизованного газа. Охлажденный технологический газ (34), содержащий SO_3 , подают в нижнюю часть первого конденсатора (36) серной кислоты, который состоит из пучка стеклянных труб, при этом технологический газ поступает в трубы снизу. Так как технологический газ охлаждают при прохождении вверх по трубе, происходит образование серной кислоты, и ее конденсируют на внутренней поверхности стеклянной трубы и/или на внутренней спирали, которую используют для повышения теплопередачи. Под действием силы тяжести конденсированная серная кислота поступает в нижнюю часть труб и отводится через выходное отверстие (40) для отвода жидкости первого конденсатора. При выходной температуре технологического газа $100\text{ }^\circ\text{C}$ в газовой фазе частично десульфурлизованного газа (38) серная кислота практически отсутствует, однако при этом образуются небольшие количества взвешенных частиц серной кислоты, большая часть которых улавливается влагоуловителями, расположенными в верхней части стеклянных труб. Таким образом, линия технологического газа, через которую проходит частично десульфуризованный газ (38), рассматривается как «мокрая» линия и должна быть изготовлена из материалов, способных выдерживать коррозионное воздействие серной кислоты. В первом нагревателе повторного нагрева (39) технологического газа температура технологического газа повышается до $160\text{ }^\circ\text{C}$ - $200\text{ }^\circ\text{C}$, что достаточно для обеспечения испарения взвешенных частиц серной кислоты и, таким образом, обеспечения «сухого» технологического газа для дальнейшего повторного нагрева до 370 - $410\text{ }^\circ\text{C}$, который требуется для окончательной конверсии SO_2 во втором конвертере (60) SO_2 . Первый нагреватель повторного нагрева (39) технологического газа должен быть изготовлен из материала, устойчивого к воздействию серной кислоты, со стороны технологического газа, стекло обычно подбирают на основании высокой коррозионной стойкости и относительно низкой стоимости.

Атмосферный воздух (90) используют в качестве охлаждающей среды в первом конденсаторе серной кислоты. Охлаждающий воздух компрессируют в первом нагнетателе (92) охлаждающего воздуха и подают в холодный конец первого конденсатора серной кислоты при температуре, как правило, в диапазоне 20 - $50\text{ }^\circ\text{C}$. В первом конденсаторе (36) серной кислоты происходит нагрев охлаждающего воздуха, и он покидает конденсатор в виде нагретого

охлаждающего воздуха (96) при температуре, как правило, в диапазоне 200 - 260 °С, которая подходит для повторного нагрева частично десульфуризованного газа (38), который покидает первый конденсатор (36) серной кислоты, при этом он не слишком горячий, чтобы превысить расчетную температуру для конструктивного материала, из которого изготовлен первый нагреватель повторного нагрева (39) технологического газа.

Нагретый охлаждающий воздух (96) может проходить через используемый при необходимости нагреватель (97) охлаждающего воздуха, с помощью которого осуществляют повышение температуры горячего охлаждающего воздуха (98), подаваемого в нагреватель повторного нагрева (39) технологического газа, до необходимой температуры, составляющей 230 - 260 °С, если нагретый охлаждающий воздух (96) не имеет такую температуру изначально.

Температура охлаждающего воздуха, покидающего первый нагреватель повторного нагрева технологического газа (100), как правило, составляет 180 - 220 °С, эта тепловая энергия может использоваться для увеличения регенерации тепла установки. На Фиг. 1 показана схема, в которой часть охлаждающего воздуха (102), поступающая в камеру сгорания, компрессируют в нагнетателе (104) воздуха горения, и используют в качестве воздуха (4) горения в камере (5) сгорания. Таким образом, в установке происходит регенерация всей тепловой энергии охлаждающего воздуха. Расход потока охлаждающего воздуха, как правило, в два раза больше количества воздуха горения, таким образом, избыточная часть охлаждающего воздуха (116) должна поступать через другую линию. Если это экономически целесообразно, тепло может удаляться из охлаждающего воздуха в тепловом рекуператоре (118) для охлаждающего воздуха перед сбросом холодного охлаждающего воздуха (120) в атмосферу. Тепло из охлаждающего воздуха может использоваться, например, для предварительного нагрева питательной воды для котла, поступающей в котел, предварительного нагрева деминерализованной воды, получения пара низкого давления и/или для целей сушки.

Одним из недостатков такой схемы с охлаждением и повторным нагревом технологического газа является то, что для охлаждения технологического газа с температуры 270 - 300 °С до 100 °С и повторного нагрева с температуры 100 °С

до 180 °С требуется слишком большая производительность по холоду. Для этого требуется большой расход охлаждающего воздуха и теплообменники с большими площадями теплообмена, так как коэффициент теплопередачи в газо-газовых теплообменниках является относительно низким. Кроме того, при условиях, отличных от обычных условий функционирования, например, при работе на низкой нагрузке (в отношении расхода потока и/или в отношении производства серной кислоты), может быть тяжело поддерживать высокую температуру нагретого охлаждающего воздуха (96), покидающего первый конденсатор серной кислоты, таким образом, необходимо предусмотреть дополнительный нагреватель (97) охлаждающего воздуха, что повышает затраты и увеличивает количество компонентов установки. Для нагрева охлаждающего воздуха могут использоваться электрические нагреватели, паровые нагреватели и масляные нагреватели. Также, в течение периодов запуска и останова может быть сложно контролировать температуру воздуха, подаваемого в первый нагреватель повторного нагрева (39), из-за нагревания оборудования и из-за изменения химических условий в результате изменения количества серы, таким образом, в таких ситуациях может варьироваться количество высвобождаемой энергии.

На Фиг. 3 и 4 представлены улучшенные схемы, в которых устранены некоторые описанные выше недостатки схемы в соответствии с известным уровнем техники.

На Фиг. 3 приведен пример общей схемы способа в соответствии с известным уровнем техники для установки для производства серной кислоты путем так называемой двойной конверсии и двойной конденсации. Большая часть схемы способа соответствует схеме, приведенной на Фиг. 1, где серосодержащее сырье (1), такое как газ, содержащий H_2S и/или элементарную серу, подают в камеру (5) сгорания, где происходит конверсия какого-либо соединения серы в SO_2 в зоне горения камеры сгорания. В камеру (5) сгорания добавляют кислород для окисления сырья в виде предварительно нагретого атмосферного воздуха (4) с первого этапа конденсации серной кислоты. При необходимости использования вспомогательного топлива его также добавляют в камеру (5) сгорания. Температура горячего сожженного газа (6), покидающего камеру (5) сгорания, составляет 800 - 1 200 °С, затем этот газ охлаждают до 380 - 420 °С в теплообменнике (8) с образованием горячего технологического газа (24),

содержащего SO_2 . Как правило, такой теплообменник представляет собой так называемый котел-утилизатор избыточного тепла, в таком котле получают насыщенный пар высокого давления с использованием энергии горячего газа (6) серной кислоты. Горячий технологический газ (24), содержащий SO_2 , поступает в первый конвертер (26) SO_2 , в котором находится один или более слоев катализатора (28), пригодного для окисления SO_2 до SO_3 . Количество слоев катализатора (28), как правило, составляет 1 - 3, в зависимости от необходимой эффективности конверсии SO_2 . Окисление SO_2 является экзотермической реакцией, в ходе которой повышается температура катализатора и технологического газа; для того, чтобы обеспечить благоприятные термодинамические условия для конверсии SO_2 , в одном или нескольких межслойных охладителях (30), установленных между слоями катализатора, как правило, происходит удаление теплоты реакции. Обычно для охлаждения технологического газа до оптимальной температуры для следующего слоя катализатора используют пар высокого давления. После прохождения через последний слой катализатора в первом конвертере (26) SO_2 , как правило, окисляют 95% SO_2 , и технологический газ, прошедший частичную конверсию, охлаждают приблизительно до 270 - 300°C в охладителе (32) технологического газа, прошедшего частичную конверсию, с получением насыщенного пара высокого давления.

Охлажденный технологический газ (34), содержащий SO_3 , подают в первый конденсатор (36) серной кислоты, который аналогичен конденсатору, описанному на Фиг. 1, однако основным различием является то, что частично десульфурезованный газ покидает первый конденсатор серной кислоты при 180 °C, таким образом, значительно снижается производительность по холоду в первом конденсаторе серной кислоты, и устраняется первый этап повторного нагрева технологического газа. Частично десульфурезованный газ (38) с температурой в диапазоне 140 - 190 °C объединяют с рециркулируемым горячим технологическим газом (59) для испарения небольших количеств взвешенных частиц серной кислоты в частично десульфурезованном газе (38) и для получения сухого газа, который подают в расположенный далее по ходу процесса нагнетатель (46) технологического газа. Между точкой (41) смешивания и нагнетателем технологического газа может быть установлен смеситель (42) газа,

включающий элементы для повышения эффективности смешивания, такие как отбойники или насадочные элементы, для обеспечения достаточного смешивания двух газов (38 и 59) для полного испарения взвешенных частиц во вторичном технологическом газе (44) перед подачей в нагнетатель (46) технологического газа.

Расход потока нагретого охлаждающего воздуха (96), поступающего из первого конденсатора (36) серной кислоты, уменьшается по сравнению с известным уровнем техники, тем не менее, существует избыток относительно потребности в воздухе (4) горения, и в нагнетатель (104) воздуха горения подают лишь часть (тем не менее, большая часть) горячего охлаждающего воздуха. Меньшая часть избыточного охлаждающего воздуха (116) может использоваться для нагрева в соответствии с описанием согласно известному уровню техники.

Для повышения температуры вторичного технологического газа (44) до 210 °С, рециркулируемый горячий технологический газ (59) смешивают с частично десульфуризованным технологическим газом (38), после этого поток компрессируют в нагнетателе (46) технологического газа. Во втором нагревателе повторного нагрева (50) технологического газа происходит теплообмен сжатого технологического газа (48) с технологическим газом (64), прошедшим полную конверсию, из второго конвертера (60) SO₂, и в третьем нагревателе повторного нагрева (54) технологического газа может осуществляться окончательный повторный нагрев предварительно нагретого технологического газа (52), в результате чего обеспечивается оптимальная температура технологического газа, подаваемого во второй конвертер (60) SO₂, составляющая, как правило, 370 - 410 °С. Часть горячего технологического газа (59) рециркулируется в точку перед нагнетателем (46) технологического газа. Технологический газ для рециркулирования может также отводиться из точки (52), однако при этом потребуется более высокий расход из-за более низкой температуры технологического газа.

Концентрация SO₂ и SO₃ в технологическом газе (58), подаваемом во второй конвертер SO₂, является низкой, таким образом, можно обеспечить высокую эффективность конверсии SO₂ лишь с одним слоем (62) катализатора, однако, в принципе, второй конвертер SO₂ также может состоять из двух слоев

катализатора, которые разделены межслойным охладителем, аналогично тому, как это показано для первого конвертера (26) SO_2 . Технологический газ (64), прошедший полную конверсию, покидающий второй конвертер SO_2 , охлаждают во втором нагревателе повторного нагрева (50) технологического газа, и охлажденный технологический газ (66) подают во второй конденсатор (68) серной кислоты, который работает аналогично первому конденсатору (36) серной кислоты. Поток серной кислоты, который отводится через выходное отверстие первого конденсатора (40) для отвода жидкости, и поток, который отводят через выходное отверстие второго конденсатора (70) для отвода жидкости, смешивают и охлаждают перед подачей в резервуар хранения серной кислоты.

Температура десульфурлизованного технологического газа (72), прошедшего полную конверсию, покидающего второй конденсатор серной кислоты, составляет приблизительно $100\text{ }^\circ\text{C}$, такой газ содержит минимальные количества SO_2 и взвешенных частиц серной кислоты, он может подаваться в выводную трубу (88) без дальнейшей переработки.

В качестве охлаждающего воздуха для второго конденсатора (78) серной кислоты может использоваться окружающий воздух, который компрессируют во втором нагнетателе (76) охлаждающего воздуха перед подачей во второй конденсатор (68) серной кислоты. Горячий охлаждающий воздух из второго конденсатора (80) нагревают в теплообменнике воздуха, выводящегося в выводную трубу (82), для повышения температуры горячего воздуха (84) и смешивают непосредственно с десульфуризованным технологическим газом (72), прошедшим полную конверсию, для обеспечения полного испарения взвешенных частиц серной кислоты и обеспечить сухой отходящий газ (86), чтобы выводная труба (88) была рассчитана на функционирование при сухих условиях. В некоторых случаях нет необходимости повышать температуру горячего охлаждающего воздуха из второго конденсатора (80), таким образом теплообменник воздуха, выводящегося в выводную трубу (82), может не использоваться. Если выводная труба рассчитана на функционирование при «мокрых» условиях и изготовлена из коррозионностойких материалов, теплообменник воздуха, выводящегося в выводную трубу (82), в качестве альтернативы может использоваться для охлаждения горячего охлаждающего воздуха, при этом регенерация тепла в установке повышается.

В соответствии с альтернативным вариантом осуществления изобретения, который не показан, в качестве теплообменной среды для охлаждения конденсатора может использоваться технологический газ вместо атмосферного воздуха. Этим преимущественно обеспечивается, по меньшей мере, частичное предварительное нагревание технологического газа перед реакцией, однако при этом может потребоваться повышение надежности конструкции конденсатора в отношении утечки газа.

В соответствии с еще одним альтернативным вариантом осуществления изобретения, который не показан, окислителем, который подают в установку для сжигания, вместо атмосферного воздуха может являться чистый кислород или другой богатый кислородом газ. Этим преимущественно обеспечивается более высокая эффективность сгорания и меньшие объемы технологического газа, однако недостатком может являться то, что кислород имеет слишком высокую стоимость, а уменьшенный объем также означает уменьшенное температурное разбавление высвобождающегося тепла.

На Фиг. 4 показана альтернативная схема процесса двойной конверсии и двойной конденсации для регенерации так называемой отработанной серной кислоты, например, из блока алкилирования. Преимущественно он расположен в передней части установки для производства серной кислоты, схема которой отличается от технологической схемы, показанной на Фиг. 3.

Отработанная серная кислота из блока алкилирования имеет приблизительно следующий состав: 90% (по массе) H_2SO_4 , 5% (по массе) H_2O и 5% (по массе) углеводородов, при этом содержание H_2SO_4 должно быть доведено путем регенерации, по меньшей мере, до 98% перед подачей обратно в блок алкилирования. Процесс регенерации отработанной кислоты заключается в сжигании углеводородов при высокой температуре (> 1000 °C), при которой происходит окисление углеводородов с получением CO_2 и H_2O . При этой температуре происходит расщепление серной кислоты на SO_2 , O_2 и H_2O . Затем SO_2 должен быть окислен до SO_3 , осуществляется реакция с водой с образованием H_2SO_4 и конденсация с получением целевого продукта: серной кислоты.

Отработанная серная кислота, которая в этом примере является серосодержащим сырьем (1), атомизируется в зоне горения камеры (5) сгорания с использованием сжатого распыляемого воздуха (2). Для поддержания высокой температуры сгорания требуется топливо для вспомогательного нагрева (3), для уменьшения потребления топлива для вспомогательного нагрева в качестве источника O_2 используют горячий воздух (4) горения. В случае если требуется более высокая производительность кислоты, могут добавляться другие виды серосодержащего сырья, например, газообразный H_2S и/или элементарная сера. Горячий технологический газ из камеры сгорания охлаждают до 450 - 550 °С в теплообменнике (8), который может представлять собой котел-утилизатор избыточного тепла, с получением насыщенного пара высокого давления, а затем охлаждают в охладителе (12) технологического газа до температуры в диапазоне 380 - 420 °С. Так как отработанная кислота содержит (небольшие) количества растворенных металлов, в ходе сгорания металлы будут образовывать оксиды и сульфаты, и технологический газ (6, 10 и 14) будет содержать малые количества твердых веществ, которые удаляются с помощью фильтрационного устройства (16). Фильтр может представлять собой электростатический осадитель или керамический фильтр. Твердые вещества отделяются от технологического газа и удаляются из фильтра через линию (17). Технологический газ (18), не содержащий твердых веществ, объединяют с потоком (114) горячего воздуха, в некоторых случаях, содержащего NH_3 . Сжатый охлаждающий воздух (108) из первого конденсатора (36) серной кислоты нагревают от 240 - 280 °С на выходе из нагнетателя (104) воздуха горения до 380 - 420 °С в охладителе (12) технологического газа. Горячий воздух (110) для разбавления при необходимости смешивают с источником (112) NH_3 , например, с безводным NH_3 , водным NH_3 или с мочевиной, перед тем как воздух (114) для разбавления, при необходимости содержащий NH_3 , объединяют с технологическим газом, содержащим SO_2 . Камера (5) сгорания работает при условиях умеренного избытка O_2 для минимизации потока технологического газа и, таким образом, объема камеры (5) сгорания и затрат, теплообменника (8) (котла-утилизатора избыточного тепла) и фильтрационного устройства (16). Таким образом, технологический газ (18), богатый SO_2 , не содержит достаточного количества O_2 для полного окисления SO_2 до SO_3 в первом конвертере SO_2 (26), таким образом, требуется воздух (114) для разбавления. В качестве альтернативы, избыточное количество O_2 в камере (5)

сгорания может быть выше за счет увеличения объемов технологического газа и стоимости оборудования.

Разбавленный технологический газ (20) при необходимости проходит через каталитический реактор (22) СКР, в котором NO и NO_2 в технологическом газе реагирует с NH_3 (112), который подают вместе с воздухом (114) для разбавления, с образованием безвредного N_2 и H_2O в ходе так называемого процесса селективной каталитической редуции (СКР).

Затем технологический газ подают в первый конвертер (26) SO_2 , в котором происходит каталитическое окисление SO_2 до SO_3 , и в соответствии с описанием, приведенным выше, осуществляют первый этап конденсации серной кислоты, повторный нагрев технологического газа, второй этап окисления SO_2 и второй этап конденсации серной кислоты, см. также Фиг. 3.

В альтернативной схеме, когда требуется реактор СКР, горячий воздух (110) для разбавления разделяют на две части: один NH_3 -содержащий поток (114), как показано на Фиг. 4, и не содержащий NH_3 поток, который смешивают с потоком 24 по ходу процесса непосредственно перед конвертером (26) SO_2 . При использовании минимального количества воздуха-носителя для NH_3 большая часть воздуха (110) для разбавления поступает в обвод каталитического реактора (22) СКР, таким образом, размер реактора минимизируется.

В соответствии с еще одним вариантом осуществления изобретения, который не показан, к технологической схеме, показанной на Фиг. 3, может быть добавлена аналогичная система СКР, включающая реактор СКР и NH_3 -содержащий поток.

Пример 1: Первый конденсатор серной кислоты и нагрев технологического газа для установки для производства серной кислоты производительностью 900 тонн в сутки

В данном примере приведены технологические расчеты для установки производительностью 900 метр. т/сут (метрических тонн в сутки) для двух схем процесса двойной конверсии и двойной конденсации в соответствии с описанием выше. В соответствии с известным уровнем техники технологический газ в

первом конденсаторе серной кислоты охлаждают от 290 °С до 100 °С и повторно нагревают до 180 °С, как показано на Фиг. 1. В предлагаемой новой схеме такой же технологический газ охлаждают от 290 °С до 180 °С, как показано на Фиг. 3.

Расход потока и состав технологического газа, поступающего в первый конденсатор серной кислоты, аналогичны, так как предыдущие процессы аналогичны для двух схем. Схема установки по ходу процесса после первой секции (т.е. от потока 44 до выводной трубы (88)) также одинаковая для двух схем. Из-за увеличения температуры на 80 °С концентрация H_2SO_4 в потоке технологического газа 38 немного выше.

В Таблице 1 приведено сравнение эффекта размера и нагрузки теплообменных устройств (36 и 39) для такой установки для производства H_2SO_4 , очевидно, что общая нагрузка теплопередачи снижается с 20,9 Гкал/ч. до 16,0 Гкал/ч., т.е. снижение составляет 23%. Снижение нагрузки теплопередачи с увеличением разности температур между теплообменными средами приводит к уменьшению требуемой площади теплообмена почти на 40%.

Меньшая нагрузка, требуемая в первом конденсаторе серной кислоты, также приводит к меньшему расходу потока охлаждающего воздуха (поток 90), таким образом, обеспечивается значительно меньшее энергопотребление в нагнетателе (92) охлаждающего воздуха.

Описание	Схема в соответствии с известным уровнем техники	Иновационная схема
Тепловая нагрузка в первом конденсаторе (36) серной кислоты	18,4 Гкал/ч.	16,0 Гкал/ч.
Тепловая нагрузка в первом нагревателе повторного нагрева (39) технологического газа	2,5 Гкал/ч.	Н/Д
Площадь поверхности теплообмена (36)+(39)	12 000 м ²	7 300 м ²
Мощность в первом нагнетателе (92) охлаждающего воздуха	1 150 кВт	860 кВт

Таблица 1.

Пример 2. Концентрация серной кислоты в технологическом газе, покидающем первый конденсатор серной кислоты.

В этом примере производят расчет эффекта повышения температуры технологического газа (38), покидающего первый конденсатор (36) серной кислоты. У выходного отверстия для отвода технологического газа первого конденсатора серной кислоты устанавливают влагоуловитель. Предполагается, что технологический газ, покидающий конденсатор находится в термодинамическом равновесии с серной кислотой, удерживаемой в волокне влагоуловителя.

В Таблице 2 концентрация паров H_2SO_4 в технологическом газе (38), покидающем первый конденсатор (36) серной кислоты, показана в функциональной зависимости от температуры технологического газа при давлении технологического газа 1,013 бар. Технологический газ, поступающий в первый конденсатор серной кислоты, содержит 6 об.% SO_3 (негидратированного) и 10 об.% H_2O (негидратированной). Большая часть серной кислоты конденсируют и отводят в нижней части конденсатора серной кислоты. Серную кислоту в паровой фазе, покидающую конденсатор с технологическим газом, конденсируют во втором конденсаторе (68) серной кислоты.

Как видно из Таблицы, концентрация паров H_2SO_4 повышается с повышением температуры, практически от нулевой концентрации при 100 °С до 0,9 об.% при 220 °С. При 100 °С практически 100% кислоты отводят как конденсированный продукт, это значение снижается до 86,7 % при 220 °С.

В принципе, рабочая температура в первом конденсаторе серной кислоты может составлять 220 °С, что дополнительно снижает нагрузку в первом конденсаторе серной кислоты, при этом устраняется потребность в повторном нагреве технологического газа. Однако большая часть паров H_2SO_4 , покидающих первый конденсатор серной кислоты, негативно повлияет на термодинамическое равновесие реакции $SO_2 + 0,5 O_2 \leftrightarrow SO_3$, которую осуществляют во втором конвертере SO_2 , так как H_2SO_4 расщепляется на SO_3 и H_2O при высоких температурах в конвертере SO_2 . В результате этого эффективность конверсии SO_2 будет ниже, и/или потребуется больший объем катализатора.

Кроме того, при более высоких концентрациях H_2SO_4 в технологическом газе, поступающем во второй конденсатор серной кислоты, появляется необходимость в увеличении объема этого блока и его нагрузки, что приводит к уменьшению экономии затрат, обеспеченной для первого конденсатора серной кислоты.

Диапазон температур 160 - 190 °С для технологического газа, покидающего первый конденсатор серной кислоты, представляет оптимальный компромисс между капитальными и эксплуатационными затратами и эффективностью конверсии SO_2 .

Дополнительным преимуществом более высокой выходной температуры технологического газа является то, что из кислоты во влагоуловителе удаляется большее количество паров воды, которые удаляются с технологическим газом, что немного повышает концентрацию полученной конденсированной кислоты.

Температура частично десульфурлизованного газа	°С	100	120	140	160	180	200	220
Концентрация паров H_2SO_4	об.%	0.00	0.00	0.01	0.03	0.12	0.37	0.90
Часть H_2SO_4 , которую удаляют в виде жидкости	%	100	100	99.1	99.5	98.2	94.6	86.7

Таблица 2.

Формула изобретения

1. Технологическая установка для производства серной кислоты из технологического газа, содержащего SO_2 , содержащая входное отверстие для подачи технологического газа, первый конвертер SO_2 с входным отверстием и выходным отверстием, первый конденсатор с входным отверстием для подачи газа, выходным отверстием для отвода газа и выходным отверстием для отвода жидкости, устройство для смешивания газа с первым входным отверстием, вторым входным отверстием и выходным отверстием, нагреватель технологического газа с входным отверстием и выходным отверстием, второй конвертер SO_2 с входным отверстием и выходным отверстием, второй конденсатор с входным отверстием для подачи газа, выходным отверстием для отвода газа и выходным отверстием для отвода жидкости, одно или более устройств для охлаждения и хранения серной кислоты, а также выходное отверстие для отвода очищенного технологического газа, в которой

указанное входное отверстие для подачи технологического газа гидравлически соединено с входным отверстием первого конвертера SO_2 , выходное отверстие первого конвертера SO_2 гидравлически соединено с входным отверстием для подачи газа первого конденсатора,

выходное отверстие для отвода жидкости первого конденсатора гидравлически соединено с одним из указанных устройств для охлаждения и хранения серной кислоты,

выходное отверстие для отвода газа указанного первого конденсатора гидравлически соединено с первым входным отверстием устройства для смешивания,

выходное отверстие указанного устройства для смешивания гидравлически соединено с входным отверстием нагревателя технологического газа,

выходное отверстие указанного нагревателя технологического газа гидравлически соединено с входным отверстием указанного второго конвертера SO_2 и вторым входным отверстием указанного устройства для смешивания газа, выходное отверстие второго конвертера SO_2 гидравлически соединено с входным отверстием для подачи газа второго конденсатора,

выходное отверстие для отвода жидкости второго конденсатора гидравлически соединено с одним из указанных устройств для охлаждения и хранения серной кислоты,

выходное отверстие для отвода газа указанного второго конденсатора гидравлически соединено с выходным отверстием для отвода очищенного технологического газа,

отличающаяся тем, что первое входное отверстие указанного устройства для смешивания газа гидравлически соединено с входным отверстием указанного первого конденсатора без промежуточного теплообменника.

2. Технологическая установка по п. 1, **отличающаяся тем,** что указанное устройство для смешивания содержит один или более элементов для повышения эффективности смешивания, таких как отбойники или насадочные элементы.

3. Технологическая установка по пп. 1 или 2, **отличающаяся тем,** что один или оба из указанных первого и второго конденсаторов содержат камеру для охлаждающей среды с входным отверстием для подачи охлаждающей среды и выходным отверстием для отвода охлаждающей среды.

4. Технологическая установка по п. 3, **отличающаяся тем,** что указанная камера для охлаждающей среды представляет собой силовую оболочку, и в которой указанный конденсатор содержит несколько труб, изготовленных из коррозионностойкого материала.

5. Технологическая установка по п. 3, **отличающаяся тем,** что указанная камера для охлаждающей среды содержит несколько труб, изготовленных из коррозионностойких материалов, и в которой указанный конденсатор содержит корпус, изготовленный из коррозионностойких материалов.

6. Технологическая установка по пп. 1, 2, 3, 4 или 5, содержащая второй нагреватель технологического газа с входным отверстием и выходным отверстием, **отличающаяся тем,** что указанное входное отверстие второго нагревателя технологического газа гидравлически соединено с выходным отверстием первого нагревателя технологического газа, а выходное отверстие второго нагревателя технологического газа гидравлически соединено со вторым

конвертером SO_2 , и тем, что, по меньшей мере, один из первого и второго нагревателей технологического газа находится в тепловом контакте с выходным отверстием второго конвертера SO_2 .

7. Технологическая установка для производства серной кислоты из серосодержащего сырья в любой степени окисления по пп. 1, 2, 3, 4, 5 или 6, дополнительно содержащая установку для сжигания, содержащую входное отверстие для подачи сырья, входное отверстие для подачи окислителя, при необходимости, входное отверстие и выходное отверстие для вспомогательного топлива, **отличающаяся тем**, что источник указанного серосодержащего сырья гидравлически соединен с указанным входным отверстием для подачи сырья, источник указанного окислителя, такого, например, как воздух, нагретый воздух или газ, богатый кислородом, гидравлически соединен с указанным входным отверстием для подачи окислителя, используемый при необходимости источник подачи вспомогательного топлива гидравлически соединен с указанным входным отверстием для подачи вспомогательного топлива, а выходное отверстие установки для сжигания соединено с указанным входным отверстием для подачи технологического газа.

8. Способ производства серной кислоты, включающий следующие этапы:
- a. подачу технологического газа, содержащего SO_2 и O_2 , для контактирования с материалом, обладающим каталитической активностью при окислении SO_2 до SO_3 , с получением окисленного технологического газа,
 - b. при необходимости, добавление воды для гидратации SO_3 с получением H_2SO_4 к указанному технологическому газу или к окисленному технологическому газу и подачу его в первый конденсатор,
 - c. отвод конденсированной H_2SO_4 и частично десульфуризованного газа с температурой, по меньшей мере, 150°C , 160°C или от 180°C до 190°C , 200°C или 220°C из указанного первого конденсатора,
 - d. объединение указанного частично десульфуризованного газа с рециркулируемым горячим промежуточным технологическим, газом с получением промежуточного технологического газа,

- e. нагревание указанного промежуточного технологического газа путем теплообмена в одном или более теплообменных устройствах, с получением горячего промежуточного технологического газа,
- f. отвод некоторого количества указанного горячего промежуточного технологического газа в качестве рециркулируемого горячего промежуточного технологического газа,
- g. подачу указанного горячего промежуточного технологического газа в секцию с материалом, обладающим каталитической активностью при окислении SO_2 до SO_3 , с получением полностью окисленного технологического газа,
- h. при необходимости, добавление воды для гидратации SO_3 с получением H_2SO_4 к указанному горячему промежуточному технологическому газу или к полностью окисленному технологическому газу и подачу его во второй конденсатор,
- i. отвод конденсированной H_2SO_4 и десульфурлизованного газа из указанного второго конденсатора.

9. Способ по п. 8, **отличающийся тем**, что температура технологического газа, поступающего в первый конвертер SO_2 , находится в диапазоне от 360°C , 370°C или от 380°C до 400°C , 410°C или 420°C .

10. Способ по пп. 8 или 9, **отличающийся тем**, что температура технологического газа, поступающего в первый конденсатор, находится в диапазоне от 240°C , 260°C или от 280°C до 290°C , 300°C или 310°C .

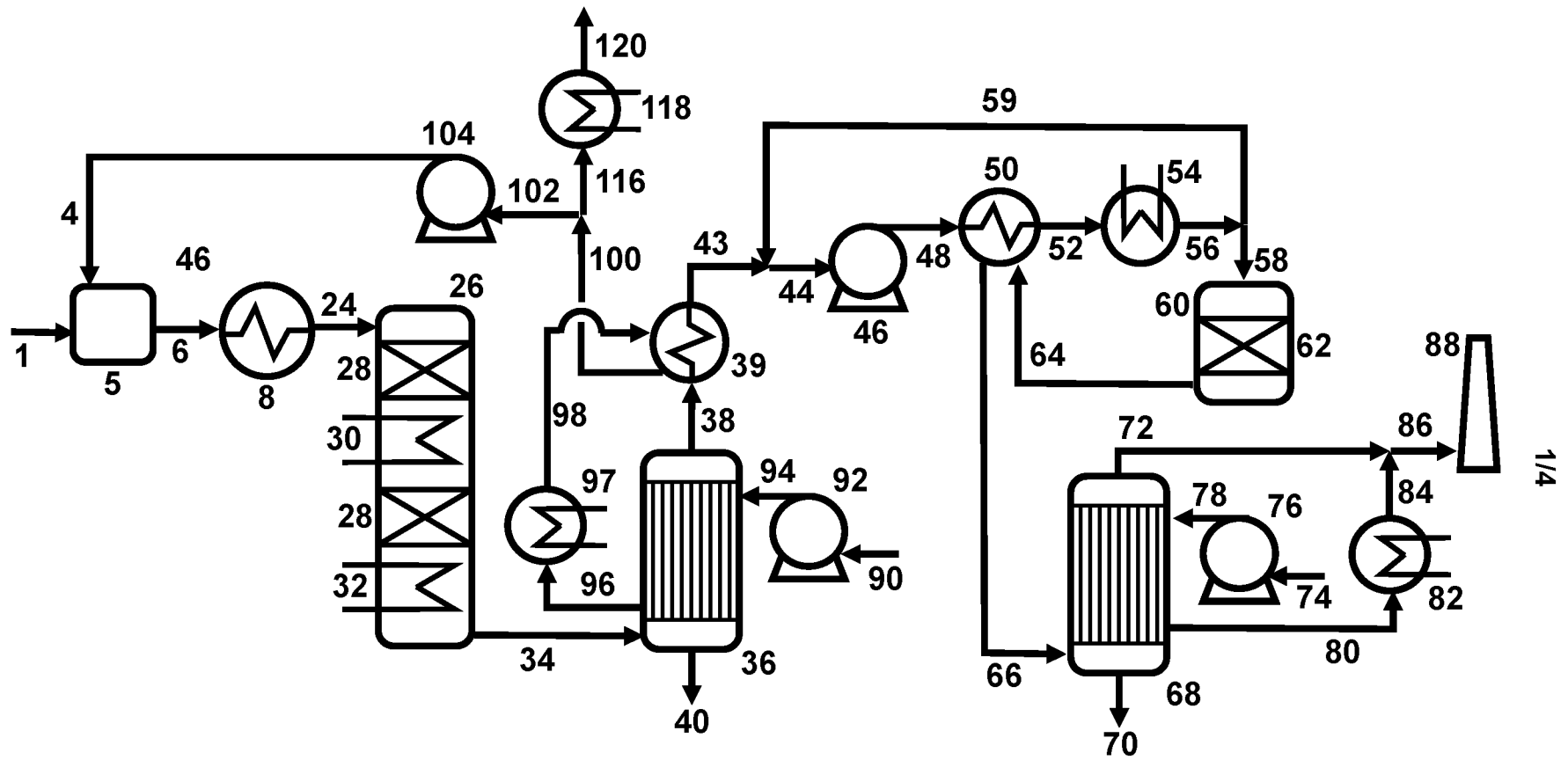
11. Способ по пп. 8, 9 или 10, **отличающийся тем**, что указанный материал, обладающий каталитической активностью при окислении SO_2 до SO_3 , содержит, по меньшей мере, один элемент, выбранный из группы, состоящей из соединений щелочных металлов и ванадия, платины, цезия, оксида рутения и активированного угля.

12. Способ по пп. 8, 9, 10 или 11, **отличающийся тем**, что технологический газ содержит 1 - 10 мол.% SO_2 .

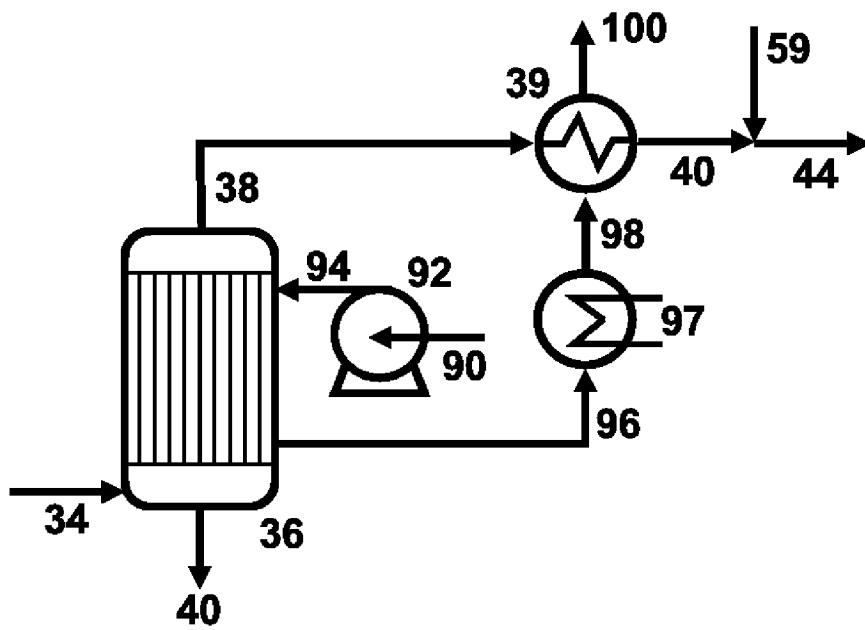
13. Способ производства серной кислоты по пп. 8, 9, 10, 11 или 12, включающий дополнительный этап сжигания сырья, богатого серой, в присутствии окислителя, с образованием указанного технологического газа.

14. Способ производства серной кислоты по пп. 8, 9, 10, 11, 12 или 13, **отличающийся тем,** что температура горячего рециркулируемого технологического газа находится в диапазоне от 360°C, 370°C или от 380°C до 400°C, 410°C или 420°C.

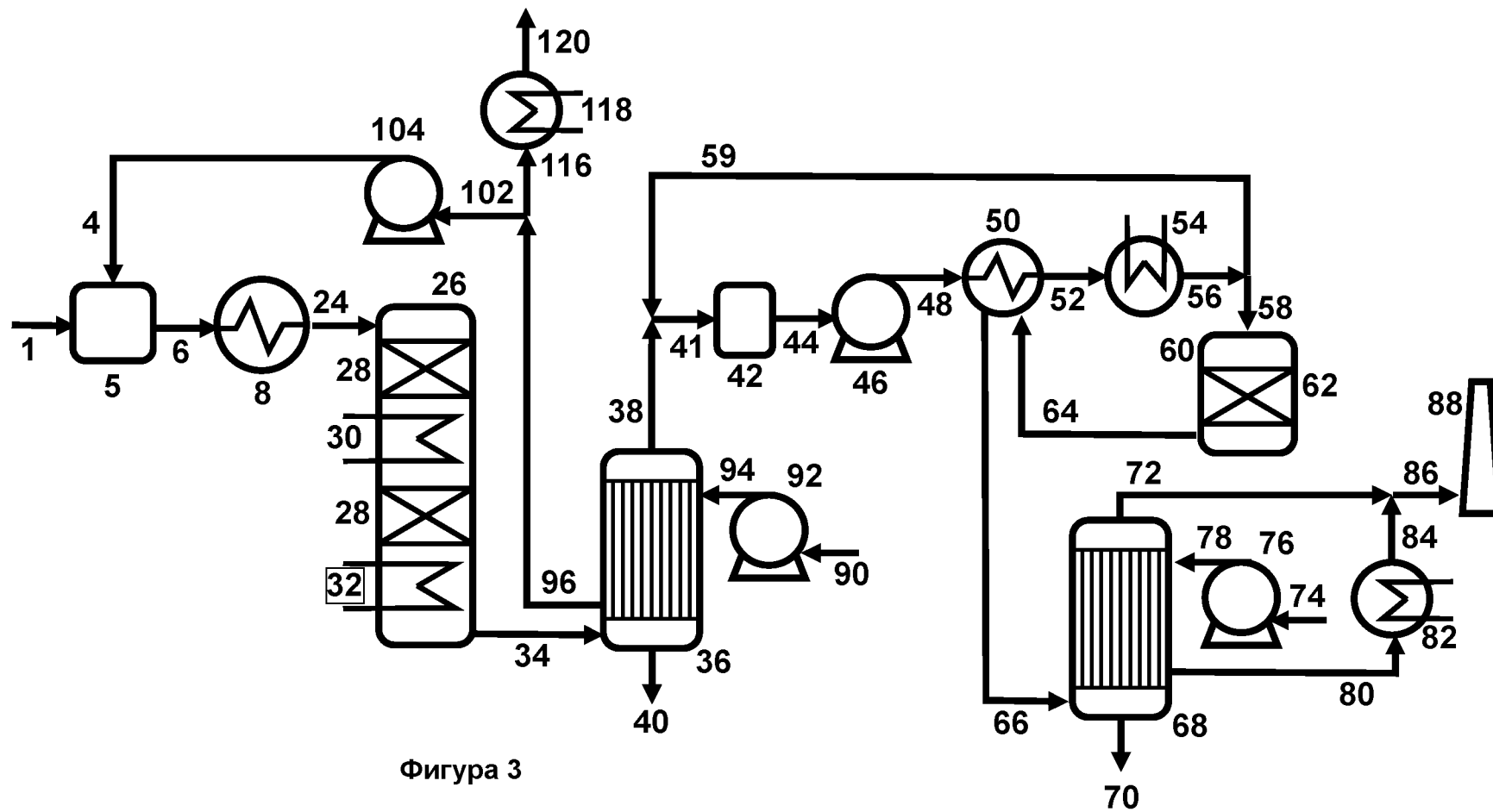
15. Способ производства серной кислоты по пп. 8, 9, 10, 11, 12, 13 или 14, **отличающийся тем,** что отношение между потоком частично десульфурованного газа и потоком горячего рециркулируемого промежуточного технологического газа находится в диапазоне от 12:1 до 4:1.



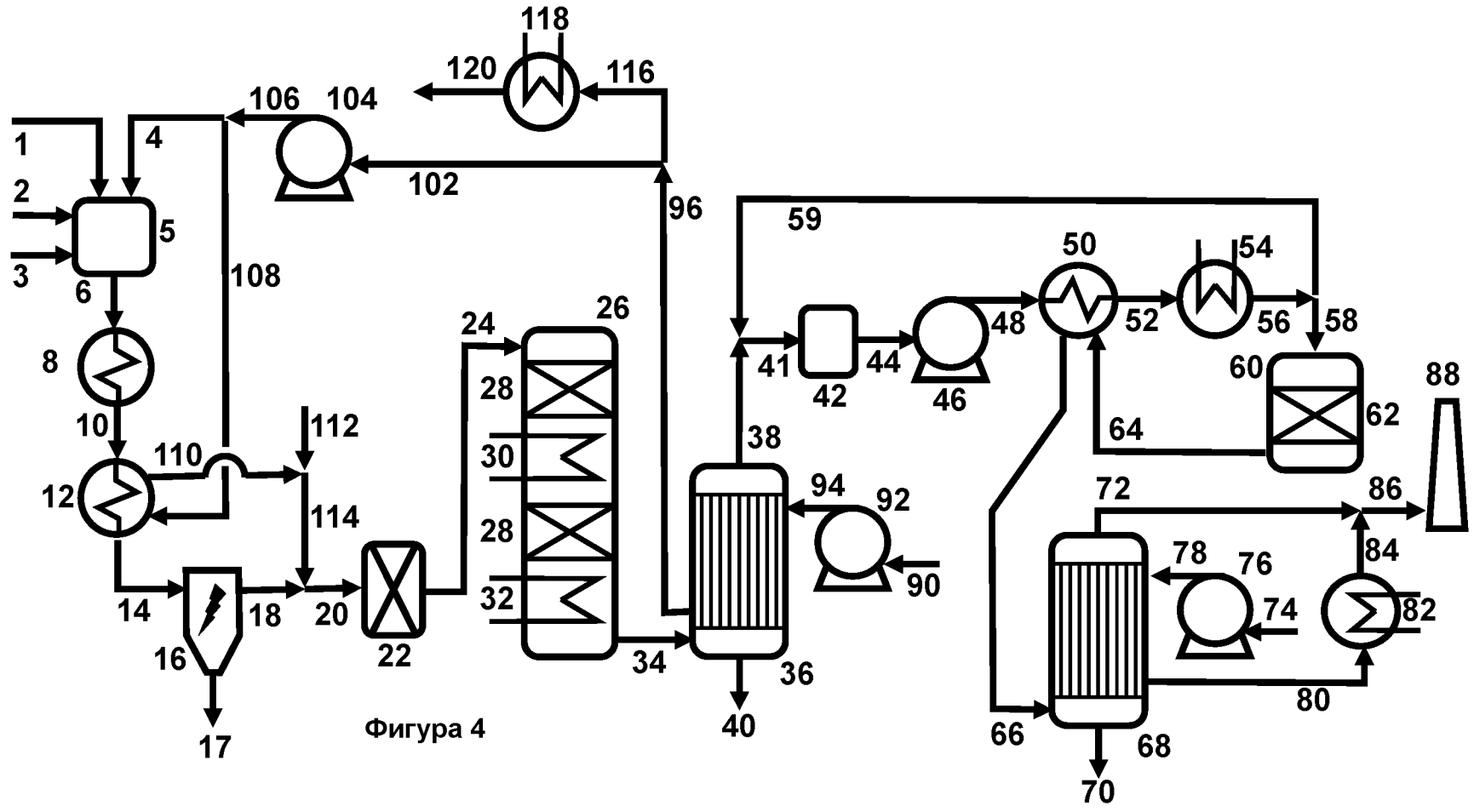
Фигура 1



Фигура 2



Фигура 3



Фигура 4