



(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 036 132** ⁽¹³⁾ **C1**

(51) МПК⁶ **C 01 B 17/76**

РОССИЙСКОЕ АГЕНТСТВО
ПО ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

(21), (22) Заявка: 4948356/26, 21.06.1991

(46) Дата публикации: 27.05.1995

(56) Ссылки: 1. Авторское свидетельство СССР N 537026, кл. C 01B 17/76, 1974. 2. Авторское свидетельство СССР N 644726, кл. C 01B 17/76, 1979.

(71) Заявитель:

Государственный научно-исследовательский институт цветных металлов

(72) Изобретатель: Явор В.И.,

Еремин О.Г., Сороко В.Е., Иванова И.Д.

(73) Патентообладатель:

Государственный научно-исследовательский институт цветных металлов

(54) СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ

(57) Реферат:

Способ получения серной кислоты циклическим методом из газа, содержащего 50-70% SO₂ заключается в трех ступенчатом окислении SO₂ в SO₃ с промежуточной абсорбцией образующегося SO₃. При этом газ после абсорбции на II ступени окисления делят на 3 потока в объемном соотношении

между первым, вторым и третьим потоками 1,2,3 (0,23-0,35):(0,46-0,58):(0,12-0,25) соответственно, после чего первый поток направляют на III ступень катализа, второй - на первый слой катализатора II ступени, а третий - на 2 последних слоя катализатора II ступени. Ступень конверсии составляет 99,99%. 1 ил., 1 табл.

RU 2 0 3 6 1 3 2 C 1

RU 2 0 3 6 1 3 2 C 1



(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 036 132** ⁽¹³⁾ **C1**
(51) Int. Cl.⁶ **C 01 B 17/76**

RUSSIAN AGENCY
FOR PATENTS AND TRADEMARKS

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21), (22) Application: 4948356/26, 21.06.1991

(46) Date of publication: 27.05.1995

(71) Applicant:
Gosudarstvennyj nauchno-issledovatel'skij
institut tsvetnykh metallov

(72) Inventor: Javor V.I.,
Eremin O.G., Soroko V.E., Ivanova I.D.

(73) Proprietor:
Gosudarstvennyj nauchno-issledovatel'skij
institut tsvetnykh metallov

(54) **PROCESS FOR MANUFACTURE OF SULFURIC ACID**

(57) Abstract:

FIELD: chemistry. SUBSTANCE: this process for manufacture of sulfuric acid by cyclic method from gas that contains about 50 to 70 % of sulfur dioxide prescribes oxidizing sulfur dioxide in sulfur trioxide in three steps, carrying out intermediate absorption of resultant sulfur trioxide, dividing absorbed gas at second oxidizing stage into

three flows at volumetric ratio between first, second and third flows of (0.23 to 0.35):(0.46 to 0.58): (0.12 to 0.25), respectively, directing first flow to third catalysis stage, second flow to first bed of catalyst of second stage and third flow to last two beds of catalyst of second stage. EFFECT: degree of conversion accounts for 99.99 %. 1 dwg, 1 tbl

RU 2 0 3 6 1 3 2 C 1

RU 2 0 3 6 1 3 2 C 1

Изобретение относится к производству серной кислоты из высококонцентрированного сернистого газа и может быть использовано в металлургической и химической промышленности.

Тенденция развития серноокислотного производства направлена на его интенсификацию и сокращение вредных выбросов.

Известен способ получения серной кислоты из газа, содержащего 50-70% диоксида серы, путем ступенчатого окисления SO_2 с промежуточной абсорбцией образовавшегося триоксида серы. Исходный газ после I ступени разбавляют воздухом до содержания в нем 16-18% SO_2 и далее перерабатывают на II и III ступени по схеме ДК-ДА. Общая степень превращения составляет 99,9% при содержании в выхлопных газах 0,02% SO_2 [1]

Однако в связи с возросшими требованиями по охране окружающей среды общая степень превращения недостаточна.

Наиболее близким к предлагаемому по технической сущности является способ получения серной кислоты путем каталитического окисления диоксида серы кислородом и выделения в абсорбере образовавшегося триоксида серы с возвратом циркуляцией неокисленного SO_2 на I ступень [2] Процесс осуществляют под давлением 2-20 атм, а часть газа (менее 5%) выводят на доработку на II ступень процесса на санитарную установку.

При содержании в исходном газе 60-65% SO_2 выхлопной газ содержит 0,012-0,052% SO_2 при степени превращения 99,8% что недостаточно. Кроме того, в данном процессе энергозатраты повышены из-за большого объема перекачиваемых газов в циркуляционном контуре, образованном на I ступени переработки.

Целью изобретения является повышение степени конверсии и снижение энергозатрат.

Для этого в способе производства серной кислоты из газа, содержащего 50-70% диоксида серы, путем ступенчатого каталитического окисления диоксида серы в триоксид серы и промежуточной абсорбции образующегося триоксида серы с последующей рециркуляцией неокисленного диоксида серы, согласно изобретению газ после промежуточной абсорбции на II ступени окисления делят на три потока в объемном соотношении между ними (0,23-0,35):(0,46-0,58):(0,12-0,25) об. ч. от общего объема газа, причем первый поток направляют на III ступень, второй на первый слой контактного аппарата II ступени, а третий на два последних слоя контактного аппарата II ступени.

Предлагаемое деление газа после абсорбера II ступени на три потока объясняется следующим.

Если доля первого потока больше 0,35 об.ч. то увеличивается содержание SO_2 в выхлопных газах, что недопустимо, а если меньше 0,23 об.ч. то не будет обеспечен баланс вывода инертных примесей из циркуляционного контура и их накопление повысит затраты на перекачивание газа во II ступени.

Если доля второго потока больше 0,58 об.ч. а третьего потока меньше 0,12 об. ч.

то повышается температура последних слоев контактного аппарата II ступени, при этом процесс окисления отклоняется от оптимального режима и снижается степень превращения SO_2 в SO_3 .

Если доля второго потока меньше 0,46 об.ч. а третьего потока больше 0,25 об. ч. то температура последних слоев снижается ниже оптимальных значений, что уменьшает степень превращения SO_2 в SO_3 .

Известные технические решения, имеющие признаки, отличающие предлагаемый способ от прототипа, в литературе не выявлены.

На чертеже представлена схема осуществления способа.

Схема содержит контактные аппараты 1-3 I III ступеней, теплообменники 4-8, абсорберы 9-11, газодувки 12 и 13 и смеситель 14 газов. Циркуляционный контур обозначен пунктирной линией.

Газ с содержанием 50-70% SO_2 после промывки и осушки газодувкой 12 направляют на I ступень окисления, где его предварительно нагревают в теплообменнике 4 до 380-420°C и затем подают в контактный аппарат 1 с двумя кипящими слоями катализатора. При 550-560°C первого слоя и 510-520°C второго слоя диоксид серы окисляется до триоксида серы на 87-92% Выходящий из контактного аппарата 1 газ охлаждают в том же теплообменнике 4 до 160-200°C и подают в промежуточный абсорбер 9, где происходит практически полное улавливание триоксида серы.

После абсорбера 9 газовый поток, содержащий неокисленный диоксид серы, направляют на II ступень циркуляционный контур, где в контактном аппарате 2 со стационарными слоями катализатора при 420-600°C диоксид серы окисляется до триоксида серы на 98%

Из контактного аппарата 2 газовый поток охлаждают в теплообменнике 7 и подают в абсорбер 10, а из него в газодувку 13, после чего газ делят на три потока в объемном соотношении между ними (0,23-0,35):(0,46-0,58):(0,12-0,25) об.ч. от общего объема газа.

Первый поток в количестве 0,23-0,35 об.ч. направляют на III ступень катализа в теплообменник 8.

Второй поток в количестве 0,46-0,58 об.ч. направляют на первый слой контактного аппарата 2 после смешения в смесителе 14 с газом, поступающим из абсорбера 9 I ступени окисления, и предварительного нагрева до 400-440°C в теплообменниках 7 и 5.

Третий поток в количестве 0,12-0,25 об.ч. направляют на два последних слоя контактного аппарата 2 II ступени окисления. Газ, поступающий на III ступень окисления, предварительно нагревают до 420-450°C в теплообменниках 8 и 6 и окисляют на 98% в контактном аппарате 3 со стационарными слоями катализатора. После окисления газ охлаждают в теплообменнике 8 и подают на абсорбцию в абсорбер 11, откуда газ с концентрацией 0,007% SO_2 выбрасывается в атмосферу.

Пример. Газ с содержанием 60,6% SO_2 и температурой 35°C в количестве 11427 $nm^3/ч$ подают в теплообменник 4, в котором

он подогревается до 400 °С, после чего газ направляют на I ступень окисления, состоящую из двух кипящих слоев катализатора. После окисления в контактном аппарате 1 газ со степенью превращения диоксида серы в триоксид 90% подают вновь в теплообменник 4, где он охлаждается до 200°С, отдавая при этом тепло исходному газу, после чего газ подают на промежуточную абсорбцию триоксида серы в абсорбер 9. Из абсорбера 9 газ в количестве 2104 нм³/ч направляют в смеситель 14, где к нему добавляют 1903 нм³/ч газа второго потока (0,52 об.ч. от общего объема 3652 нм³/ч газа после промежуточной абсорбции в абсорбере 10, который делят на три потока).

После смесителя 14 газовую смесь нагревают до 400°С в теплообменниках 7 и 5 и с содержанием 17,5% SO₂ подают на II ступень окисления, на первый стационарный слой катализатора в пятислойном контактном аппарате 2. После первого слоя газ направляют для охлаждения в теплообменник 5, а из него на второй слой катализатора. После второго слоя газ охлаждают в теплообменнике 6 и далее подают на третий слой катализатора. Третий поток рециркулируемого газа в количестве 680 нм³/ч (0,19 об.ч. от общего объема 3652 нм³/ч газа после абсорбера 10) с температурой 60°С поддувают на два последних слоя контактного аппарата 2: на четвертый слой 450 нм³/ч, на пятый слой 230 нм³/ч. Первый поток в количестве 1069 нм³/ч (0,29 об.ч. от общего объема 3652 нм³/ч газа после абсорбера 10) направляют на III ступень, где газ нагревают в теплообменниках 8 и 6 и с температурой 440°С подают в

контактный аппарат 3 с двумя стационарными слоями катализатора. Степень превращения на III ступени составляет 98%. После контактного аппарата 3 газ охлаждают в теплообменнике 8 и с температурой 150°С в количестве 1063 нм³/ч направляют в конечный абсорбер 11, после чего газы выбрасывают в атмосферу с содержанием 0,007% SO₂. Общая степень превращения SO₂ в SO₃ 99,999%

5
10 Сравнение энергозатрат по предлагаемому способу и прототипу приведено в таблице.

15 Таким образом, предлагаемый способ позволяет по сравнению с прототипом увеличить общую степень превращения от 99,8 (прототип) до 99,999% и снизить энергозатраты на 18% вследствие сокращения количества перекачиваемых газов.

Формула изобретения:

20 СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ циклическим методом из газа, содержащего 50 70 об. диоксида серы, включающий трехступенчатое каталитическое окисление диоксида серы с промежуточной абсорбцией образующегося триоксида серы и рециркуляцию неокисленного диоксида серы на стадию окисления, отличающийся тем, что, с целью повышения степени конверсии и снижения энергозатрат, газ после промежуточной абсорбции на второй ступени окисления делят на три потока при их объемном соотношении 0,23 0,35 0,46 0,58 0,12 0,25 соответственно, после чего первый поток направляют на третью ступень окисления, второй на первый слой катализатора второй ступени, а третий на два последних слоя катализатора второй ступени.

25
30
35

40

45

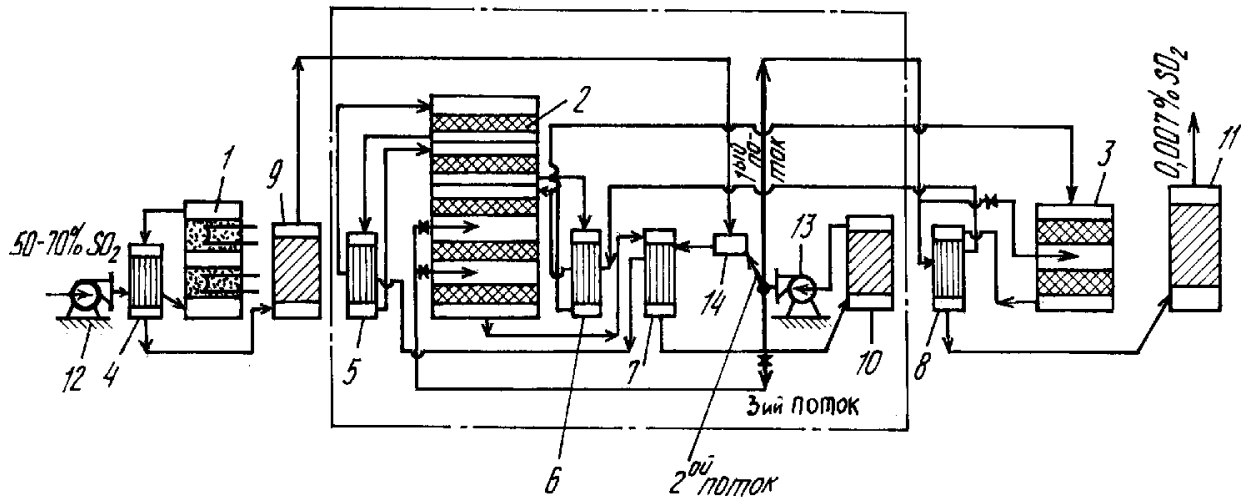
50

55

60

Показатель	Известный способ	Предлагаемый способ
Количество исходного газа, $\text{нм}^3/\text{ч}$	11427	11427
на I ступени	19847*	11427
на II ступени	1125	4687*
на III ступени	-	1069
Концентрация SO_2 в исходном газе, %	60,6	60,6
Расход электроэнергии, кВт·ч	8640	7054

* Ступень с циркуляцией газа.



RU 2036132 C1

RU 2036132 C1