



**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ**

(12) ЗАЯВКА НА ИЗОБРЕТЕНИЕ

(21)(22) Заявка: 2012135558/05, 20.01.2011

Приоритет(ы):

(30) Конвенционный приоритет:

20.01.2010 US 61/296,741;

14.09.2010 US 61/382,882

(43) Дата публикации заявки: 27.02.2014 Бюл. № 6

(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на национальной фазе: 20.08.2012

(86) Заявка РСТ:

US 2011/021928 (20.01.2011)

(87) Публикация заявки РСТ:

WO 2011/139390 (10.11.2011)

Адрес для переписки:

129090, Москва, ул. Б. Спасская, 25, стр.3, ООО
"Юридическая фирма Городисский и Партнеры"

(71) Заявитель(и):

МЕКС, ИНК. (US)

(72) Автор(ы):

ВЕРА-КАСТАНЕДА Эрнесто (US)**(54) РЕГЕНЕРАЦИЯ ЭНЕРГИИ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ****(57) Формула изобретения**

1. Способ получения серной кислоты в установке по производству серной кислоты контактным методом, содержащей промежуточный абсорбер, где указанную установку модифицируют для работы в соответствии со способом, который регенерирует тепло, высвобождаемое при абсорбции SO₃, в пригодной форме при температуре по меньшей мере примерно 150°C, причем способ включает:

сжигание источника серы в газе, содержащем избыток кислорода, для получения потока газа, содержащего оксид серы, содержащего газообразный продукт сгорания, включающий диоксид серы и кислород;

контакт потока газа, содержащего оксид серы, содержащего указанный газообразный продукт сгорания, с катализатором для превращения диоксида серы в триоксид серы, что тем самым превращает поток газа, содержащий оксид серы, в конверсионный газ, содержащий SO₃;

контакт конверсионного газа в первичной абсорбционной зоне с первичной абсорбционной жидкостью, содержащей серную кислоту, что тем самым абсорбирует триоксид серы и/или передает серную кислоту из конверсионного газа в первичную абсорбционную жидкость;

циркуляцию указанной абсорбционной жидкости между указанной первичной абсорбционной зоной и косвенным теплообменником, в котором тепло, образуемое

при реакции триоксида серы и воды, конденсации серной кислоты и/или абсорбции триоксида серы первичной абсорбционной жидкостью, отбирается жидким теплоносителем, нагревая последний по меньшей мере до 150°C; и

контакт потока газа, выходящего из первичной абсорбционной зоны, с вторичной абсорбционной жидкостью, содержащей серную кислоту, во вторичной абсорбционной зоне, причем остаточный SO₃, содержащийся в потоке газа, поступающего в указанную вторичную абсорбционную зону, регенерируется как серная кислота во вторичной абсорбционной жидкости, где

указанная вторичная абсорбционная зона содержит промежуточный абсорбер, существующий в указанной установке до указанной модификации, и отношение массового расхода указанной вторичной абсорбционной жидкости к газу в указанной вторичной абсорбционной зоне варьирует в пределах от примерно 1,0 до примерно 7,0 или от примерно 14 до примерно 18.

2. Способ по п. 1, где указанный существующий промежуточный абсорбер был сконструирован для работы при отношении массового расхода абсорбционной жидкости - серной кислоты к газу от примерно 6 до примерно 10 при крепости газа от примерно 7% до примерно 12% по объему SO₃.

3. Способ по п. 1 или п. 2, в котором указанный источник серы содержит элементарную серу.

4. Способ по п. 3, где конверсионный газ, поступающий в первичную абсорбционную зону, содержит по меньшей мере примерно 0,60 моля, по меньшей мере примерно 0,70 моля, по меньшей мере примерно 0,80 моля, по меньшей мере примерно 0,90 моля или по меньшей мере примерно 0,95 моля воды на моль общего эквивалентного содержания в газе оксида серы, перед входом в абсорбционную зону.

5. Способ по п. 3, где серу сжигают в сухом газе, содержащем избыток кислорода, для получения указанного потока газа, содержащего оксид серы, содержащего газообразный продукт сгорания, включающий диоксид серы и кислород.

6. Способ по п. 3, где водяной пар вводится в конверсионный газ, содержащий SO₃, до первичной абсорбционной зоны в направлении потока газа в отношении, достаточном, чтобы повысить эквивалентное содержание водяного пара в газе до по меньшей мере примерно 0,55 моля, по меньшей мере примерно 0,60 моля, по меньшей мере примерно 0,70 моля, по меньшей мере примерно 0,80 моля, по меньшей мере примерно 0,90 моля или по меньшей мере примерно 0,95 моля на моль общего эквивалентного содержания в газе SO₃, перед входом в абсорбционную зону.

7. Способ по п. 6, где водяной пар вводится в поток газа, содержащий оксид серы, до первичной абсорбционной зоны в направлении потока газа в отношении, достаточном, чтобы повысить эквивалентное содержание водяного пара в газе до от примерно 0,80 моля до примерно 1,00 моля на моль эквивалентного содержания в газе SO₃, перед входом в первичную абсорбционную зону.

8. Способ по п. 6, где водяной пар вводится в поток газа, содержащий оксид серы, до первичной абсорбционной зоны в направлении потока газа в отношении, достаточном, чтобы обеспечить содержание пара серной кислоты по меньшей мере примерно 0,25 моля или по меньшей мере примерно 0,30 моля или по меньшей мере примерно 0,35 моля на моль в конверсионном газе, триоксида серы, поступающем в первичную абсорбционную зону.

9. Способ по п. 6, где температура газа, поступающего в первичную абсорбционную зону, по меньшей мере на 55°C выше его точки росы, а точка росы потока газа не более чем на 25°C выше температуры кислоты, с которой он контактирует на входе газа в указанную первичную абсорбционную зону.

10. Способ по п. 6, где концентрация кислоты, поступающей в первичную абсорбционную зону, составляет от примерно 99,0 до примерно 99,6%.

11. Способ по п. 6, где температура кислоты, выходящей из вторичной абсорбционной зоны, не более чем примерно на 35°C ниже или не более чем на 30°C ниже, чем у газа, поступающего во вторичную абсорбционную зону.

12. Способ по п.6, где концентрация кислоты, выходящей из вторичной абсорбционной зоны, составляет от примерно 99,2 до 99,5%.

13. Способ по п. 6, где молярное отношение в газе пара H_2SO_4 к SO_3 , выходящем из первичной абсорбционной зоны, составляет от примерно 1,5 до примерно 3,0.

14. Способ по п. 6, где водяной пар вводится в указанный конверсионный газ в зоне ввода водяного пара перед указанной первичной абсорбционной зоной, а конверсионный газ вводится в первичную абсорбционную зону без промежуточной конденсации какого-либо компонента потока газа, содержащего оксид серы, между указанной зоной ввода водяного пара и указанной первичной абсорбционной зоной.

15. Способ по п. 6, где тепло, образуемое реакцией триоксида серы и воды, конденсацией серной кислоты и/или абсорбцией триоксида серы в поглощающую жидкость, передается жидкому теплоносителю в количестве по меньшей мере примерно 1160 кДж на килограмм эквивалента SO_3 (500 британских тепловых единиц на фунт эквивалента SO_3), входящего в указанную первичную абсорбционную зону, тем самым нагревая жидкий теплоноситель по меньшей мере до 150°C.

16. Способ по п. 6, где обеспечивается циркуляция поглощающей жидкости из указанной первичной абсорбционной зоны как в основной косвенный теплообменник, так и во вспомогательный косвенный теплообменник, которые расположены последовательно по отношению к потоку указанной поглощающей жидкости, в каждом из этих теплообменников тепло, образуемое реакцией триоксида серы и воды, конденсацией серной кислоты и/или абсорбции триоксида серы в поглощающую жидкость, передается от указанной циркулирующей поглощающей жидкости, причем тепло передается основному жидкому теплоносителю в указанном основном теплообменнике, тем самым нагревая указанный основной жидкий теплоноситель по меньшей мере до 150°C, причем тепло передается потоку воды в указанном вспомогательном теплообменнике, тем самым образуя водяной пар для ввода в указанный поток газа, содержащего оксид серы, перед указанной первичной абсорбционной зоной, и где кислота, выходящая из указанного основного теплообменника, разделяется с обеспечением первичной поглощающей жидкости и вторичной теплорегенерационной жидкости, причем указанная первичная поглощающая жидкость вводится в первичную абсорбционную зону, где она контактирует с указанным конверсионным газом, причем указанная вторичная теплорегенерационная жидкость пропускается через указанный вспомогательный теплообменник, где она охлаждается, причем поток газа, выходящий из указанной первичной абсорбционной зоны, вводится во вторичную абсорбционную зону, где он контактирует со вторичной поглощающей жидкостью, содержащей указанную охлажденную вторичную теплорегенерационную жидкость.

17. Способ по п. 6, где относительные скорости потока газа, входящего во вторичную абсорбционную зону, и потока вторичной поглощающей жидкости, входящей во вторичную абсорбционную зону, являются такими, что разность между локальной среднемассовой температурой газовой фазы и локальной среднемассовой температурой фазы вторичной поглощающей жидкости, с которой газ контактирует, составляет не более примерно 35°C на впуске жидкости или выходе жидкости вторичной абсорбционной зоны.

18. Способ по п. 6, где отношение водяного пара, вводимого в указанный поток газа, содержащего оксид серы, крепость серной кислоты и температура поглощающей жидкости, вводимой в первичную абсорбционную зону, и отношение Ж/Г в первичной абсорбционной зоне являются такими, что молярное отношение пара серной кислоты к SO_3 достигает максимума по меньшей мере примерно 1,2 в положении в пределах первичной абсорбционной зоны между ее впуском газа и выходом газа.

19. Способ по п. 6, дополнительно включающий:

циркулирование указанной поглощающей жидкости из указанной абсорбционной зоны в основной косвенный теплообменник, в котором тепло переносится на основной жидкий теплоноситель, нагревая последний по меньшей мере до $150^{\circ}C$;

разделение потока поглощающей жидкости, выходящего из указанного основного теплообменника для обеспечения потока основной поглощающей жидкости, который рециркулируется в указанную первичную абсорбционную зону, и поток вспомогательной поглощающей жидкости;

пропускание указанного потока вспомогательной жидкости через косвенный теплообменник дополнительно к деаэратору питательной воды котла, причем в указанном вспомогательном теплообменнике деаэратора тепло передается от указанной вспомогательной жидкости в поток воды для генерирования деаэрирующего пара;

направление деаэрирующего пара в указанный деаэратор, где питательная вода котла приводится в контакт с деаэрирующим паром для извлечения неконденсирующихся компонентов из питательной воды котла; и

отведение потока отходящего газа деаэратора из указанного деаэратора, причем указанный поток отходящего газа деаэратора содержит водяной пар и неконденсирующиеся газы.

20. Способ по п. 19, дополнительно включающий ввод водяного пара, содержащегося в указанном потоке отходящего газа деаэратора, в газ, содержащий оксид серы, перед первичной абсорбционной зоной относительно направления потока газа.

21. Способ по п. 20, где вода, деаэрированная в указанном деаэраторе, вводится в указанный основной теплообменник как источник питательной воды котла для генерирования пара.

22. Способ по п. 21, где кислота вспомогательной жидкости, выходящая из вспомогательного теплообменника указанного деаэратора, пропускается через подогреватель деаэратора, включающий косвенный теплообменник, где тепло передается от указанной вспомогательной жидкости в не деаэрированную воду для подогрева не деаэрированной воды до ее ввода в указанный деаэратор.

23. Способ по п. 21, где комбинация скорости потока и температуры не деаэрированной воды, входящей в указанный деаэратор, и скорость передачи тепла от указанной вспомогательной поглощающей жидкости в указанный поток воды в указанном вспомогательном теплообменнике деаэратора является такой, что отношение массового расхода деаэрированной питательной воды котла, выходящей из указанного деаэратора, к эквивалентному триоксиду серы, поступающему в указанную абсорбционную зону, составляет по меньшей мере примерно 1,0, предпочтительно, по меньшей мере примерно 1,5, более предпочтительно, по меньшей мере примерно 2,0, обычно от примерно 2,0 до примерно 3,0.

24. Способ по п. 6, где обеспечивается циркуляция поглощающей жидкости из указанной первичной абсорбционной зоны во внешний теплообменник для удаления тепла, высвобождаемого при абсорбции, и чистая серная кислота, полученная в первичной абсорбционной зоне, удаляется как поток продукта из циркулирующей кислоты, причем скорость удаления продукта-кислоты и скорость циркуляции поглощающей жидкости, относительно потока триоксида серы в первичную

абсорбционную зону регулируются с сохранением концентрации серной кислоты в поглощающей жидкости при значении, которое не отличается от концентрации азеотропа на более чем +1,0 вес. % в указанной первичной абсорбционной зоне или не изменяется на менее чем -0,2 вес. % или не более чем +0,8 вес. % в любом месте в пределах первичной зоны.

25. Способ модификации существующей установки для производства серной кислоты контактным методом, содержащей промежуточный абсорбер для регенерации при высокой температуре тепла, выделяющегося при поглощении SO_3 в серной кислоте, который включает:

установку нового абсорбера для приема конверсионного газа, содержащего триоксид серы, причем указанный новый абсорбер содержит первичную абсорбционную зону, предназначенную для абсорбции при высокой температуре SO_3 первичной поглощающей жидкостью, содержащей серную кислоту, для получения в ней дополнительной серной кислоты;

установку высокотемпературного теплообменника, предназначенного для передачи тепла, высвобождаемого при абсорбции SO_3 , от первичной поглощающей жидкости в другую текучую среду и нагревания последней до температуры по меньшей мере примерно 150°C ;

установку средств для циркуляции указанной первичной поглощающей жидкости между указанной первичной абсорбционной зоной и указанным высокотемпературным теплообменником;

установку трубопровода для направления потока газа, выходящего из указанного высокотемпературного абсорбера, во впуск указанного существующего промежуточного абсорбера; и

установку средств для циркуляции вторичной поглощающей жидкости через указанный существующий промежуточный абсорбер, в котором остаточный SO_3 может быть удален из потока газа, выходящего из указанной первичной абсорбционной зоны, путем передачи в указанную вторичную поглощающую жидкость, причем указанные средства для циркуляции указанной вторичной поглощающей жидкости выполнены с такими размерами и/или управляются средствами регулирования расхода так, что отношение массового расхода указанной вторичной поглощающей жидкости к газу в указанной вторичной абсорбционной зоне составляет от примерно 1,0 до примерно 7,0 или от примерно 14 до примерно 18.

26. Способ по п. 22, где указанный существующий промежуточный абсорбер сконструирован для работы при отношении массового расхода серной кислоты в поглощающей жидкости к газу от примерно 6 до примерно 10 при крепости газа от примерно 7% до примерно 12% по объему SO_3 .

27. Способ по п. 22, где указанный источник серы включает элементарную серу.

28. Способ получения серной кислоты, включающий:

сжигание в газе источника серы, содержащем избыток кислорода, для получения потока газа, содержащего оксид серы, содержащего газообразный продукт сгорания, включающий диоксид серы и кислород;

контакт потока газа, содержащего оксид серы, содержащего указанный газообразный продукт сгорания, с катализатором для конверсии диоксида серы в триоксид серы, что тем самым превращает поток газа, содержащий оксид серы, в конверсионный газ, содержащий SO_3 ;

контакт конверсионного газа в теплорегенерационной абсорбционной зоне с поглощающей жидкостью, содержащей серную кислоту, что тем самым переносит триоксид серы из конверсионного газа на поглощающую жидкость;

циркулирование указанной поглощающей жидкости между указанной абсорбционной зоной и основным косвенным теплообменником, в котором тепло переносится на основной жидкий теплоноситель, нагревая последний по меньшей мере до 150°C;

разделение потока поглощающей жидкости, выходящего из указанного основного теплообменника, с обеспечением потока основной поглощающей жидкости, который рециркулируется в указанную тепло regenerационную абсорбционную зону, и потока вспомогательной поглощающей жидкости;

пропускание указанного потока вспомогательной жидкости через косвенный теплообменник, вспомогательный по отношению к котлу питательной воды деаэратора, причем тепло переносится во вспомогательный теплообменник указанного деаэратора от указанной вспомогательной жидкости к потоку воды для образования деаэрирующего пара;

направление деаэрирующего пара в указанный деаэратор, где питательная вода котла приводится в контакт с деаэрирующим паром для извлечения неконденсирующихся компонентов из питательной воды котла; и

отвод потока отходящего газа деаэратора из указанного деаэратора, причем указанный поток отходящего газа деаэратора содержит водяной пар и неконденсирующиеся газы.

29. Способ получения серной кислоты, включающий:

сжигание серы в сухом газе, содержащем избыток кислорода, для получения потока газа, содержащего оксид серы, содержащего газообразный продукт сгорания, включающий диоксид серы, кислород и не более 0,005 моля водяного пара на моль SO₂;

контакт потока газа, содержащего оксид серы, содержащего указанный газообразный продукт сгорания, с катализатором для превращения диоксида серы в триоксид серы, что тем самым превращает поток газа, содержащий оксид серы в конверсионный газ, содержащий не более 0,005 моля водяного пара на моль SO₃;

контакт конверсионного газа в первичной тепло regenerационной абсорбционной зоне с поглощающей жидкостью, содержащей серную кислоту, что передает последнюю от конверсионного газа в поглощающую жидкость;

ввод водяного пара в газ, содержащий оксид серы, до первичной абсорбционной зоны в направлении потока газа в отношении, достаточном, чтобы повысить эквивалентное содержание водяного пара в газе по меньшей мере до примерно 0,55 моля на моль общего эквивалентного содержания в газе оксида серы, перед поступлением потока газа в первичную абсорбционную зону; и

циркуляцию указанной поглощающей жидкости между указанной первичной абсорбционной зоной и косвенным теплообменником, в котором тепло, высвобождаемое при реакции триоксида серы и воды, конденсации серной кислоты и/или абсорбции триоксида серы поглощающей жидкостью, отбирается жидким теплоносителем, нагревая последний по меньшей мере до 150°C.

RU 201213558 A

RU 201213558 A