

420486
COPIA

In. 211 2015, COIB

PATENTE DE INVENCION

Docket nº 422-181

Memoria Descriptiva

sobre:

PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA RECUPERAR DIOXIDO DE AZUFRE
A PARTIR DE GASES QUE LO CONTIENEN.

Solicitante: DAVY POWERGAS INC., entidad norteamericana, re-
sidente en New Mulberry Highway, Lakeland, Flo-
rida, EE.UU. de A.

5 Esta invención se refiere a un procedimiento pa-
ra separar sulfato metálico de una solución que contie-
ne tanto éste, como sulfito metálico, y que implica po-
ner en contacto dicha solución con dióxido de azufre, y
particularmente se refiere a un procedimiento para tre-

tar una solución como la que se usa para recuperar dióxido de azufre a partir de un gas que lo contiene. Tal procedimiento de recuperación de dióxido de azufre, se emplea ventajosamente para reducir la pérdida metálica en un sistema en el cual se desorbe dióxido de azufre a partir de una solución absorbente ya usada, para regenerar solución absorbente pobre, que se usa adicionalmente en dicha recuperación de dióxido de azufre.

El gas que contiene dióxido de azufre, tratado en un sistema de recuperación de dióxido de azufre, frecuentemente contiene trióxido de azufre, oxígeno u otro material oxidante. Tales componentes oxidantes tienden a convertir el sulfito de sodio en sulfato de sodio, un material inerte para el propósito del procedimiento de absorción de dióxido de azufre. Ya que el sulfato no se regenera pasando a sulfito durante la operación de desorción, permanecerá como un material inerte en el sistema de absorción-desorción de dióxido de azufre. Convenientemente, una porción de la solución que contiene sulfito de sodio, se purga del sistema, para evitar que se acumulen cantidades indebidamente grandes de sulfato inerte en la solución de absorción. Esta purga se ha llevado a cabo generalmente después de la desorción del dióxido de azufre a partir de la solución de absorción y antes de la adición del ión sodio para reemplazar los valores metálicos que se pierden por la purga. El material de purga, que contiene sulfito de sodio, bisulfito de sodio y sulfato de sodio, se ha desechado frecuentemente como un producto secundario indeseado de la reacción.

Se ha propuesto separar el sulfato de sodio de la purga, de cualesquiera valores de sulfito o bisulfito en la

misma, y retornar el sulfito o bisulfito al sistema de absorción. Generalmente, la separación del sulfato de sodio del sulfito y bisulfito, se hace por cristalización; sin embargo, el producto de cristalización de sulfato contiene normalmente cantidades significativas de sulfito de sodio. Así, no solamente el producto de sulfato de sodio es impuro sino que también, los valores metálicos asociados con el sulfito de sodio en el producto de sulfato de sodio aumentan desventajosamente la pérdida de valores metálicos desde el sistema.

El dióxido de azufre es un contaminante reconocido de la atmósfera, y se produce por la oxidación del azufre o de materiales que contienen azufre. El dióxido de azufre se encuentra en cantidades apreciables como constituyente de varios gases de desecho tales como los gases de las fundiciones, gases de desprendimiento procedentes de plantas químicas, y chimeneas de hornos de combustión de carbón o de petróleo como los utilizados en las plantas de generación de energía eléctrica. Aunque la concentración de dióxido de azufre en dichos gases es generalmente de cerca de 0.001 a menos de 5 moles por ciento, y frecuentemente es menor de 0.5 moles por ciento, (cerca de 1 % en peso), la emisión de dióxido de azufre puede ser sustancial, particularmente en usos industriales, debido a la cantidad de material contentivo de azufre que se procesa. Por ejemplo, en una planta eléctrica moderna de una capacidad de 1.350.000 kw, se queman hasta cerca de 15.000 toneladas de carbón por día. A pesar del hecho de que la concentración de gases de la chimenea procedentes de la planta eléctrica puede ser baja, del orden de 0.2 a 0.3 moles por ciento, el dió-

xido de azufre producido puede estar cerca de 1.000 toneladas por día. Similarmente, se producen cantidades apreciables de dióxido de azufre en la utilización de otros combustibles que pueden contener azufre.

5 La separación del dióxido de azufre a partir de los gases que lo contienen, se puede efectuar por medio de un tratamiento con una solución acuosa de sulfito de sodio. Por ejemplo, el gas que contiene dióxido de azufre, obtenido al quemar productos minerales que contienen azufre, como combustibles y similares, se puede poner en contacto con sulfito de sodio en solución acuosa, para formar una solución acuosa de sulfito de sodio y bisulfito de sodio, y de esa manera reducir apreciablemente el contenido de dióxido de azufre del gas para, por ejemplo, llegar a menos de 0.02 moles por ciento cuando el gas que contiene el dióxido de azufre comprende más de cerca de 0.2 moles por ciento de dióxido de azufre. La recuperación de dióxido de azufre a partir de los gases, es frecuentemente de hasta cerca de 95 por ciento o más. La solución absorbente gastada se puede calentar hasta una temperatura dentro de la gama de menos de 149°C, preferiblemente cerca de 77°C hasta cerca de 93°C, para convertir el bisulfito de sodio en sulfito de sodio y dióxido de azufre, y de esa manera regenerar la solución absorbente. Se puede retirar el dióxido de azufre y ya sea enfriarse o comprimirse, para proveer un producto líquido, o enviarse, como un gas, a una planta de producción de ácido sulfúrico o de producción de azufre. La solución absorbente regenerada se puede reciclar hacia la zona de absorción. Para información adicional y ejemplificación complementaria referente a sistemas de recuperación

10

15

20

25

30

de dióxido de azufre que pueden incorporar ventajosamente la tecnología aquí descrita, véanse las Patentes de E.U.A. Nos. 3.607.037 y 3.653.812, y la Solicitud de Patente en E.U.A. nº de serie 117.383, presentada el 22 de febrero de 1971, todas las cuales se incorporan aquí por referencia.

Los gases contentivos de dióxido de azufre, generalmente contienen materiales oxidantes tales como oxígeno, hierro elemental y semejantes, particularmente cuando resultan de la combustión de combustibles, y otros agentes oxidantes presentes en los mismos son los óxidos de nitrógeno. Estos materiales oxidantes favorecen la oxidación del bisulfito de sodio o del sulfito de sodio para pasar a sulfato de sodio. El sulfato de sodio se considera como un contaminante problemático de la solución absorbente que contiene sulfito de sodio, ya que la generación de aún cantidades pequeñas de sulfato de sodio puede conducir a la acumulación de contenidos altos de sólido en dicha solución. Como se explicó antes, se ha usado una corriente de purga para retirar el sulfato de sodio excesivo. Sin embargo, la regeneración de sulfito de sodio a partir de sulfato de sodio frecuentemente no es económico, a escala comercial, debido al volumen de gases contentivos de dióxidos de azufre tratados y a la cantidad de dióxido de azufre que se absorbe en el sulfito de sodio acuoso, y debido al costo de la energía requerida para efectuar dicha regeneración.

La operación de un sistema económico y eficiente para la separación de dióxido de azufre, deberá caracterizarse no solamente por la eficiencia de absorción de dióxido de azufre a partir de los gases que lo contienen, la eficiencia de desorción de dióxido de azufre a partir de la

5 solución ya usada, y la pureza del producto de dióxido de
azufre, sino también por la minimización de la pérdida de
valores metálicos y por la habilidad para obtener produc-
tos secundarios a partir del sistema absorbente, en formas
comercialmente aceptables. Un producto secundario del sis-
tema de absorción, que puede tener uso comercial, es el sul-
fato de sodio. El sulfato de sodio se puede emplear en la
10 fabricación de papel kraft, cartón, y vidrio; usarse como
relleno en detergentes sintéticos; o usarse en el procesa-
miento de fibras textiles y en usos similares. Ya que el
sulfato de sodio es obtenible generalmente en una pureza
de 99.5 por ciento, es deseable recuperarlo a partir del
sistema de absorción de dióxido de azufre en una pureza que
sea comercialmente aceptable, o que se pueda purificar fá-
cil y económicamente hasta lograr un producto comercialmen-
te atractivo.

15 De acuerdo con un objeto de esta invención, la corrien-
te de purga que contiene sulfato, procedente del sistema
de recuperación de dióxido de azufre, se trata con dióxido
de azufre para permitir la recuperación de un subproducto
20 de sulfato de sodio, que está relativamente libre de sulfi-
to de sodio, en tanto que al mismo tiempo se provee bisul-
fido de sodio que se puede reutilizar ventajosamente en los
sistemas de recuperación de dióxido de azufre.

25 De acuerdo con la presente invención, la corriente
de purga contentiva de sulfato, que contiene sulfato de so-
dio, bisulfido de sodio y sulfato de sodio, y que general-
mente asciende a cerca de 0.1 a 30 y preferiblemente a cer-
ca de 0.5 a 20 por ciento en volumen de la solución absor-
30 bente, se pone en contacto con dióxido de azufre, para con-

vertir el sulfito de sodio presente en la misma, en bisulfito de sodio. El dióxido de azufre, preferiblemente en forma gaseosa, tiene ventajosamente una mayor concentración de dióxido de azufre que el gas contentivo de dióxido de azufre tratado por el sistema de absorción, y generalmente, el gas para tratamiento de la corriente de purga comprende por lo menos 3, pero preferiblemente por lo menos cerca de 5, y convenientemente por lo menos 35, por ciento en peso de dióxido de azufre. Una fuente particularmente ventajosa de dióxido de azufre para tratar la corriente de purga de sulfato, es el gas producido a partir de la operación de desorción del sistema de recuperación de dióxido de azufre mencionado anteriormente. Este producto de gas puede comprender, por ejemplo, cerca de 40 a 90 por ciento en volumen de dióxido de azufre.

La cantidad de dióxido de azufre provista para la reacción con la corriente de purga de sulfato debe tener ventajosamente, el valor necesario para la combinación estequiométrica con 50 % del sulfito en la corriente de purga, para proveer bisulfito, esto es, por lo menos se provee medio mol de dióxido de azufre por mol de sulfito de sodio en la corriente de purga. Preferiblemente, la relación molar de dióxido de azufre a sulfito en la corriente de purga, es de por lo menos 0,5 a 15:1 y más preferiblemente de cerca de 1 a 10:1.

El contacto del dióxido de azufre gaseoso con la corriente de purga se hace generalmente, durante un tiempo suficiente para proveer una relación de moles de azufre activo por 100 moles de agua, a moles de base activa por 100 moles de agua, a la que de aquí en adelante se denominará

como "s/c", de cerca de 0,85 a 1, y preferiblemente de cerca de 0.9 ó 0.95 a 1. El contacto entre el gas contenido de azufre debe proveer un aumento en s/c de por ejemplo, por lo menos cerca de 0.02 y preferiblemente por lo menos 0.05. Generalmente, la cantidad de gas contenido de dióxido de azufre, y el tiempo de su contacto con la corriente de purga, no deben ser tan excesivos que la solución se llegue a saturar con dióxido de azufre, lo que podría resultar en la formación de cantidades indebidamente excesivas de piro sulfato de sodio el cual, bajo condiciones de separación, se puede separar a partir de la solución con el sulfato. La presencia de trazas metálicas puede afectar la cantidad de piro sulfato de sodio, que se puede formar sin pérdida indebida, con el sulfato de sodio, durante la separación.

Después del contacto de la corriente de purga con el dióxido de azufre, se puede separar el sulfato de sodio, por ejemplo, por cristalización en la solución como sulfato de sodio relativamente puro, y el licor restante, que es rico en bisulfato de sodio, se retorna al sistema de recuperación de dióxido de azufre, mezclándolo, por ejemplo, con la solución absorbente.

Cuando se trata de un sistema de recuperación de dióxido de azufre, el volumen de la purga de sulfato es generalmente una cantidad suficiente para mantener el contenido de la solución absorbente pobre a un nivel predeterminado, por ejemplo, dentro de la gama de no más de cerca de 40 por ciento y preferiblemente menos de cerca de 25 por ciento en peso, en base al total de sales de sodio (base anhidra). La concentración particular de sulfato en la solución absor-

bente pobre, dependerá del proceso particular de absorción empleado para separar el dióxido de azufre del gas contenido de dióxido de azufre, la eficiencia del sistema de absorción, la eficiencia de la operación de desorción, la cantidad de oxidantes en el gas contenido de dióxido de azufre, y de similares. La cantidad de sulfato en la solución absorbente, es generalmente de por lo menos cerca de 1 y hasta 25, frecuentemente cerca de 10 a 22 por ciento en peso (en base anhidra), del peso total de las sales de sodio.

La purga para separar el sulfato se puede llevar a cabo en cualquier punto del sistema de absorción de dióxido de azufre. Por ejemplo, la purga se puede tomar de la solución absorbente ya usada. Preferiblemente, la purga se hace a partir de la solución absorbente usada, ya que la concentración de sulfato en la misma es inferior a la de la solución absorbente pobre. Por ejemplo, la relación s/c en la solución absorbente pobre, en los sistemas descritos en las Patentes y Solicitudes de Patente antes mencionadas, es frecuentemente de cerca de 0,5 a 0,85, y a veces de 0,55 a 0,8, y la relación s/c en la solución absorbente usada es frecuentemente de cerca de 0,7 a 0,95 y a veces de cerca de 0,8 a 0,85.

Ventajosamente, se puede proveer suficiente agua en la solución absorbente pobre, que se conduce hacia la torre de absorción, para proveer cerca de 15 a 50 por ciento en peso de los valores totales de sales de sodio (en base anhidra) en la solución. La solución conducida desde la operación de desorción, puede contener menos de cerca de 10 por ciento de agua.

La presente invención se puede describir adicional-

mente por referencia al dibujo que es un diagrama esquemático de flujos de un proceso que emplea la presente invención en un sistema de absorción para la separación y recuperación de dióxido de azufre a partir de gases de combustión. No se muestra el equipo como bombas, válvulas, intercambiadores térmicos, tanques de oscilación, y similar, es que se podría utilizar en una modalidad comercial de la invención, y en la operación del sistema de absorción, ya que el mismo puede ser de diseño convencional, y emplearse de acuerdo con prácticas bien conocidas en la técnica.

Haciendo referencia al dibujo, el gas procedente de conductos de escape de combustión, que contiene dióxido de azufre en una cantidad de cerca de 0,05 a cerca de 5 moles por ciento, entra al recipiente de absorción 10 cerca de la parte inferior del mismo. Los gases de combustión pasan hacia arriba a través de la zona predepuradora 20 en el recipiente 10. Se puede pasar agua u otro líquido acuoso, concurrentemente con el gas de combustión, hacia un lecho de columna de relleno 11, suministrándose el agua o el otro líquido a través de la línea 12. Esta predepuración con un líquido acuoso, sirve para separar los sólidos suspendidos, tales como cenizas volátiles, y los componentes relativamente muy solubles en el agua, por ejemplo, el trióxido de azufre, de dichos gases de combustión.

El gas predepurado, entra a continuación a una zona principal de absorción, en el absorbedor 10, en la que pasa hacia arriba, a través de bandejas de criba 13, y a través de un flujo descendente de solución absorbente pobre, que se suministra al recipiente 10 a través de las líneas 15 y 15'.

El recipiente de absorción 10 puede emplear otros tipos de estructuras de absorción por contacto gas-líquido, tales como una torre de relleno, una columna con campanas de burbujeo, anillos y discos alternos, etc. La solución absorbente pobre de la línea 15, se encuentra frecuentemente a una temperatura de por lo menos cerca de 32,2°C y preferiblemente de por lo menos 37,8°C y hasta cerca de 110°C y más preferiblemente, de cerca de 88°C. Los regímenes de flujo de la solución acuosa absorbente se pueden ajustar de acuerdo con la concentración de dióxido de azufre en el gas que se está tratando, y con la concentración de sulfito en la solución, de manera que se separe una cantidad mayor, de por ejemplo hasta cerca de 95 % o más del dióxido de azufre del gas, por la reacción con la solución absorbente pobre.

Para proveer una mejor absorción del dióxido de azufre, la solución absorbente se recoge en bandejas de paso de gas 13' localizadas en las partes media e inferior de la sección de absorción del absorbedor, y una porción de dicha solución se recicla hacia la columna. De esta manera, se recicla el líquido en la bandeja superior 13' hacia la parte superior del absorbedor, por medio de la línea 14, la bomba 16' y la línea 15', en tanto que el líquido de la bandeja inferior 13', se recicla a la columna a un punto apenas abajo de la bandeja superior 13' por medio de la línea 17, la bomba 17' y la línea 18. La solución absorbente usada, se separa desde la línea 18 a través de la línea 19. Se retira una corriente de purga que contiene sulfato de sodio desde la línea 19, por medio de la línea 73, hacia el absorbedor 74, para tratamiento. Una corriente rica en

dióxido de azufre, procedente de la línea 75, se pone en contacto con la corriente de purga, generalmente a una temperatura dentro de la gama de cerca de 32,2 a 93°C y preferiblemente de 37,8 a 88°C, para convertir el sulfito en la solución de absorción, en bisulfito. La temperatura del tratamiento de purga se puede relacionar a donde se toma la corriente de purga, por ejemplo la corriente de purga de la solución absorbente procedente de la torre de absorción, será generalmente diferente a una purga de la solución absorbente pobre hacia la torre. Otros factores, por ejemplo el intercambio térmico indirecto con la atmósfera ambiente, y similares, pueden afectar también a la temperatura de la purga. Un factor adicional es el de la fuente de gas contenido de dióxido de azufre para el tratamiento de la purga. Frecuentemente, usando gas producido como fuente de dióxido de azufre y una purga procedente de la solución absorbente gastada, la temperatura de contacto del dióxido de azufre y la purga es de cerca de 54 a 82°C.

El absorbedor para tratamiento de la purga puede ser de cualquier diseño convencional, y se prefiere el contacto a contracorriente entre la corriente de purga que contiene el sulfato y el gas que contiene el dióxido de azufre. El absorbedor puede ser de etapa simple o de etapas múltiples, y puede ser una torre de relleno o que utilice bandejas de criba o bandejas de campanas de burbujeo, o anillos y discos alternos, o similar. Los gases desprendidos del absorbedor salen a través de la línea 76 y pueden, por ejemplo, combinarse con el gas producto.

Los residuos de cola procedentes del absorbedor 74, se pasan a través de la línea 77 al cristizador 78, para

la recuperación, de manera conveniente, del sulfato de sodio. Generalmente, el sulfato de sodio se cristaliza utilizando temperaturas inferiores a las del absorbedor 74, y se pueden usar, por ejemplo, temperaturas dentro de la gama de cerca de $-6,7^{\circ}\text{C}$ ó de $-3,9^{\circ}\text{C}$ a $15,6^{\circ}\text{C}$. La temperatura no deberá ser tan baja que se congele el fluido absorbente, y las temperaturas más altas frecuentemente no son económicas debido al bajo rendimiento de cristales. El sulfato de sodio cristalizado se separa por medio de un transportador de tornillo a través de la línea 79. El líquido procedente del cristalizador, es pobre en sulfato de sodio, y se puede retornar a través de la línea 81 hacia la línea 19. La separación del sulfato sódico sólido a partir del líquido, se puede facilitar por ejemplo, por el uso de una centrífuga o aparato similar. Los cristalizadores comúnmente obtenibles, incluyen cristalizadores de tubos horizontales y verticales, de raspado, y cristalizadores de tambor para formación de escamas.

La cantidad de sulfato separado puede variar dependiendo del sistema de absorción, de la eficiencia de separación y del grado de pureza deseado en el sulfato producido. Generalmente, cuanto menor es la porción de sulfato separada desde la purga, se puede obtener un producto de mayor pureza, y se puede efectuar la separación con mayor facilidad. Por otro lado, cuanto mayor sea la porción separada de sulfato, mayor es la posibilidad de que se pierdan cantidades apreciables de sulfato de sodio o de bisulfato de sodio con el sulfato. Frecuentemente, cuando se hace la separación por cristalización, se separa de la corriente de purga cerca de 15 a 70, y preferiblemente, de

25 a 50 por ciento del sulfato de sodio contenido en la misma. La pureza del sulfato producido puede ser frecuentemente de por lo menos 75 a 85 por ciento en peso, sobre una base anhidra, y la cristalización puede proporcionar un producto de sulfato de por lo menos cerca de 95 o aún 98 ó 99 por ciento en peso de pureza, en base anhidra.

La solución en la línea 19, se calienta hasta una temperatura dentro de la gama de cerca de 66 a 177°C o más, preferiblemente a por lo menos de 93 ó 101,6°C a cerca de 143 a 149°C. No se muestran los calentadores. La solución caliente se introduce a través de las líneas 21 y 21' dentro de los circuitos de reciclado de los respectivos desorbedores 43 y 44. Las condiciones de temperatura, presión, y tiempo de residencia en los desorbedores 43 y 44 se mantienen de modo que se efectúen las deseadas descomposición, evaporación y precipitación.

Los recipientes desorbedores 43 y 44 están dispuestos en relación de efecto de etapas múltiples. El recipiente desorbedor 43 se opera a temperatura y presión mayores, y el recipiente 44 se opera a temperatura y presión menores. Se calienta una corriente de reciclado en conexión con cada uno de los recipientes 43 y 44, haciéndose el calentamiento en las calandrias 46 y 47, respectivamente. Con objeto de efectuar el calentamiento en el recipiente 43, se retira la suspensión espesa del recipiente por la línea 45, se combina con alimentación procedente de la línea 21, se envía a través de la bomba 48, a través de los tubos metálicos de la calandria 46 y se retorna al recipiente 43, a través de la línea 42. Similarmente, la suspensión espesa del recipiente 44 se retira a través de la línea 56, y des-

pués de combinarse con solución absorbente gastada procedente de la línea 21', se envía por medio de la bomba 63 a través de los tubos metálicos de la calandria 47 y se retorna a través de la línea 64 al recipiente desorbedor 44.

5 Se introduce vapor a la calandria 46 a través de la línea 49, como energía prima para la zona de desorción. En tanto, la calandria 47 se calienta por el dióxido de azufre en los vapores de cabeza que contienen agua en la línea 50 procedente del recipiente de desorción 43. El condensado (agua) procedente de la calandria 46, se envía a través de las líneas 52 hacia el tanque de disolución 54. En la calandria 47, el intercambio térmico indirecto por contacto, efectúa la condensación de una porción del vapor, pero no del dióxido de azufre, en los gases de cabeza procedentes del recipiente desorbedor 43. Los vapores no condensados procedentes de la calandria 47, se llevan a través de la línea 57 a la línea 59. La línea 57, típicamente lleva vapor que contiene cerca de 60 por ciento en peso de dióxido de azufre y el resto esencialmente vapor de agua. Una porción del producto de cabeza que pasa a través de la línea 57, se retira a través de la línea 75 para usarse en el absorbedor de purga de sulfato, ya que estos vapores tienen una alta concentración de dióxido de azufre.

15 Los vapores de cabeza procedentes del recipiente desorbedor 44, se remueven del mismo a través de la línea 51, y se combinan en la línea 59 con los vapores que dejan la calandria 47. El vapor en la línea 51, contiene típicamente cerca de 5 a 10 por ciento en peso de dióxido de azufre, siendo el resto esencialmente vapor de agua. Los vapores combinados en la línea 59, se pueden enviar a un sistema

de rectificación (no mostrado), para la recuperación de dióxido de azufre.

5. Se pasa una suspensión espesa desde el desorbedor 43 al desorbedor 44 a través de la línea 67. La suspensión se retira desde el desorbedor 44 a través de la línea 72, que la transporta al disolvedor 54. Ya que se ha separado mucha cantidad del agua de la solución de absorción durante la desorción, se suministra agua de repuesto, por ejemplo desde la rectificación (no mostrada), al tanque 54 a través de la línea 70. Una solución procedente del tanque disolvedor 54, pasa a través de la línea 15 hacia el tanque de alimentación 65. El ión sodio de repuesto, que puede ser una solución acuosa de hidróxido de sodio, se añade al tanque de alimentación 65 a través de la línea 71. La 10 solución absorbente pobre preparada en el tanque 65, se retira a través de la línea 66, y se envía por medio de la bomba 80 a través de la línea 15, a la zona de absorción del proceso.

15 El siguiente ejemplo ilustrará adicionalmente la presente invención, sin limitarla.

Ejemplo

25 Se emplea un sistema de absorción de dióxido de azufre que es esencialmente el mismo que el del dibujo, para separar dióxido de azufre procedente de un horno de combustión de carbón. El gas de combustión se encuentra a una temperatura de cerca de 171°C y contiene aproximadamente 0,25 moles por ciento de dióxido de azufre, 0,005 moles por ciento de trióxido de azufre, 11 moles por ciento de dióxido de carbono, 3,2 moles por ciento de oxígeno, 73,4 moles 30

por ciento de nitrógeno y 11,7 moles por ciento de agua, 0,003 por ciento por peso de ceniza volátil, y trazas de óxidos de nitrógeno (régimen de flujo). La solución absorbente pobre está a una temperatura de cerca de 60°C, y contiene cerca de 18,8 por ciento en peso de sulfito de sodio, cerca de 4,4 por ciento de bisulfito de sodio (calculado como el piro-sulfito, $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$), cerca de 4,8 por ciento en peso de sulfato de sodio (17 por ciento en peso en base anhidra del peso total de sales de sodio), siendo el resto esencialmente agua (régimen de flujo).

El gas que sale de la torre de absorción contiene menos de 0,05 moles por ciento de dióxido de azufre. La solución absorbente usada, que tiene una relación s/c de 0,85, contiene aproximadamente 5,8 por ciento en peso de sulfito de sodio, 21,2 por ciento en peso de bisulfito de sodio (calculado como el piro-sulfito), 5 por ciento en peso de sulfato de sodio, siendo el resto esencialmente agua. Aproximadamente 20 por ciento en volumen de la solución absorbente usada, se purga para separar suficiente sulfato para evitar la acumulación de cantidades indebidas de sulfato en la solución de absorción (régimen de flujo).

La solución de purga, que contiene sulfito de sodio, bisulfito de sodio y sulfato de sodio, se pone en contacto en un absorbedor de tratamiento de purga, de placas de criba y a contracorriente, con gas contentivo de dióxido de azufre a una temperatura de cerca de 60°C. El gas que contiene dióxido de azufre, lo contiene en cerca de 60 por ciento en peso, siendo el resto esencialmente agua, y se provee en una cantidad de cerca de 0,3 kg de SO_2 por kg de sulfito de sodio en la purga por unidad de tiempo (régimen de flujo).

Las cabezas procedentes del absorbedor de tratamiento de purga consisten esencialmente en dióxido de azufre no reaccionado y vapor de agua, y se envían a la rectificación. Los productos inferiores que tienen una relación s/c de 0,9, contienen cerca de 6 kg de bisulfito de sodio (calculado como el piro sulfito) por kg de sulfito de sodio, menos de cerca de 1 kg de sulfito de sodio por kg de sulfato de sodio, y cerca de 3 kg de agua por kg de la cantidad total de sales de sodio. Los productos de cola se envían a un cristizador de tubos de raspado que tiene su propio sistema de refrigeración, y se enfrían a cerca de -1,1 a 4,4°C. Se retiran los sólidos, y contiene por lo menos cerca de 95 por ciento en peso de sulfato de sodio (base anhidra). El licor madre contiene sales de sodio que comprenden por lo menos cerca de 75 por ciento en peso de bisulfito de sodio (calculado como el piro sulfito), menos de cerca de 12 por ciento en peso de sulfito de sodio y menos de cerca de 14 por ciento en peso de sulfato de sodio sobre la base de la cantidad total de sales de sodio presentes.

Se combina el licor madre con la solución absorbente usada, y entra a la operación de desorción para convertir el bisulfito de sodio en sulfito de sodio. Se emplea hidróxido de sodio como ión sodio de repuesto, para reponer el sodio metálico perdido en el sistema de purga.

Se pueden apreciar los ahorros en valores de sodio metálico cuando se comprueba que, sin el contacto de la purga con dióxido de azufre, en un sistema similar en lo demás, puede ocurrir una pérdida del doble de sodio metálico.

N O T A

5 Descrita suficientemente la naturaleza del invento
así como la manera de realizarlo en la práctica, debe ha-
cerse constar que las disposiciones anteriormente indica-
das son susceptibles de modificaciones de detalle en cuan-
to no alteren su principio fundamental. También se hace
constar que el invento corresponde a una solicitud de Pa-
tente presentada en EEJUU. de A., con el número 443.326 de
10 19 de febrero de 1974, acogiéndose por lo tanto a los bene-
ficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor,
siendo lo que constituye la esencia del referido invento
y por lo que se solicita Patente de Invención por 20 años
en España, sobre : PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA RECUPERAR
15 DIÓXIDO DE AZUFRE A PARTIR DE GASES QUE LO CONTIENEN ; ca-
racterizándose por lo siguiente:

1.- Procedimiento mejorado para recuperar dióxido de
azufre a partir de gases que lo contienen, en el cual se
pone en contacto dichos gases con una solución absorbente
20 acuosa de sulfito de sodio, la cual contiene sulfato de so-
dio, para absorber el dióxido de azufre; caracterizado por-
que comprende purgar una porción de la solución absorben-
te para separar el sulfato de sodio poniendo en contacto
la purga con el dióxido de azufre para convertir el sulfi-
to de sodio en cantidades de bisulfito de sodio a partir
25 de las cuales se puede separar sulfato de sodio, y separar
este sulfato de sodio de dicha purga.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, carac-
terizado porque comprende poner el gas en contacto, en una
30 zona de absorción, con una solución absorbente acuosa de

5 sulfito de sodio, la cual contiene sulfato de sodio, para absorber el dióxido de azufre; pasar la solución absorbente acuosa, después del contacto con el gas, a una zona de desorción; calentar la solución hasta una temperatura suficiente para desorber de la misma dióxido de azufre; re-
10 ciclar la solución absorbente acuosa desorbida hacia la zona de absorción; purgar una porción suficiente de la solución absorbente, para evitar una concentración indebidamente alta de sulfato de sodio en la misma; poner en contacto la purga con dióxido de azufre para convertir sulfito de sodio en cantidades de bisulfito de sodio a partir de las cuales puede separarse sulfato de sodio; separar el sulfato de sodio de dicha solución de purga; y mezclar la solución de purga resultante con la solución absorbente.

15 3.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 y 2, caracterizado porque la separación de sulfato de sodio a partir de la solución, se efectúa por cristalización.

20 4.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque la purga es una porción de la solución absorbente que pasa desde la zona de absorción hacia la zona de desorción, y consiste en 0,1 a 30 por ciento en volumen, aproximadamente de la solución absorbente.

25 5.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque la solución absorbente tiene una relación s/c de cerca de 0,7 a 0,95, la purga se pone en contacto con el dióxido de azufre por un período de tiempo suficiente para proveer un aumento en la relación s/c de por lo menos de cerca de 0,02 y la relación s/c de la solución de purga, después del contacto con el dióxido de azufre, es
30 de cerca de 0,9 a 1.

5 6.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque el dióxido de azufre es un gas que contiene dióxido de azufre procedente de la zona de desorción y está en contacto con la purga durante un tiempo suficiente para proveer un aumento de la relación s/c de por lo menos 0,02 aproximadamente.

10 7.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado porque el gas que contiene dióxido de azufre, que se pone en contacto con la purga, contiene por lo menos cerca de 35 por ciento en peso de dióxido de azufre, y se emplea en una cantidad para proveer una relación molar de dióxido de azufre a sulfito de sodio de cerca de 0,5 a 15:1.

15 8.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 7, caracterizado porque el gas producto de la zona de desorción se usa como gas contentivo de dióxido de azufre para tratar la purga, y el sulfato de sodio se cristaliza de la purga tratada por dióxido de azufre a una temperatura de cerca de $-6,7^{\circ}\text{C}$ a $15,6^{\circ}\text{C}$.

20 9.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 8, caracterizado porque el gas producto tiene una temperatura de cerca de $37,8^{\circ}\text{C}$ a 82°C y contiene de 40 a 90 por ciento en volúmen de dióxido de azufre, aproximadamente.

25 10.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 9, caracterizado porque comprende poner en contacto el gas que contiene el dióxido de azufre, en una zona de absorción y a una temperatura dentro de la gama de cerca de $32,2^{\circ}\text{C}$ a 110°C , con una solución absorbente acuosa, pobre, que contiene sulfito de sodio, bisulfito de sodio y sulfato de sodio, para absorber dióxido de azufre; pasar la solución absorbente acuosa usada que contiene sulfito de sodio, bisul-

30

fito de sodio y sulfato de sodio, que tiene una relación
s/c de cerca de 0,7 a 0,95, a una zona de desorción; calen-
tar dicha solución usada de absorción en la zona de desor-
ción a una temperatura en la gama de 66°C a 149°C, para re-
generar solución absorbente pobre por la desorción de dió-
xido de azufre; evaporar dióxido de azufre de la solución;
reciclar la solución absorbente pobre a la zona de absor-
ción; purgar una porción suficiente de la solución absorben-
te que contiene sulfito de sodio y sulfato de sodio, para
separar de la misma sulfato de sodio; poner en contacto la
purga en una zona de absorción de tratamiento de purga, con
un gas producto de la zona de desorción y que contiene una
cantidad de dióxido de azufre igual por lo menos a la re-
querida para combinarse con el sulfito de sodio para formar
bisulfito de sodio en base estequiométrica, a una tempera-
tura en la gama de 32,2°C a 93°C, para aumentar la relación
s/c de la solución a por lo menos cerca de 0,02 y proveer
una solución que tenga una relación s/c de cerca de 0,85 a
1; cristalizar y separar sulfato de sodio de la solución de
purga; y mezclar la solución de purga resultante con solu-
ción absorbente acuosa que contiene sulfito de sodio, para
usarse para la recuperación de dióxido de azufre a partir
de un gas contentivo de dióxido de azufre.

11.- Procedimiento mejorado para recuperar dióxido
de azufre a partir de gases que lo contiene, tal y como que-
da sustancialmente descrito en la presente Memoria e ilus-
trado con los dibujos adjuntos.

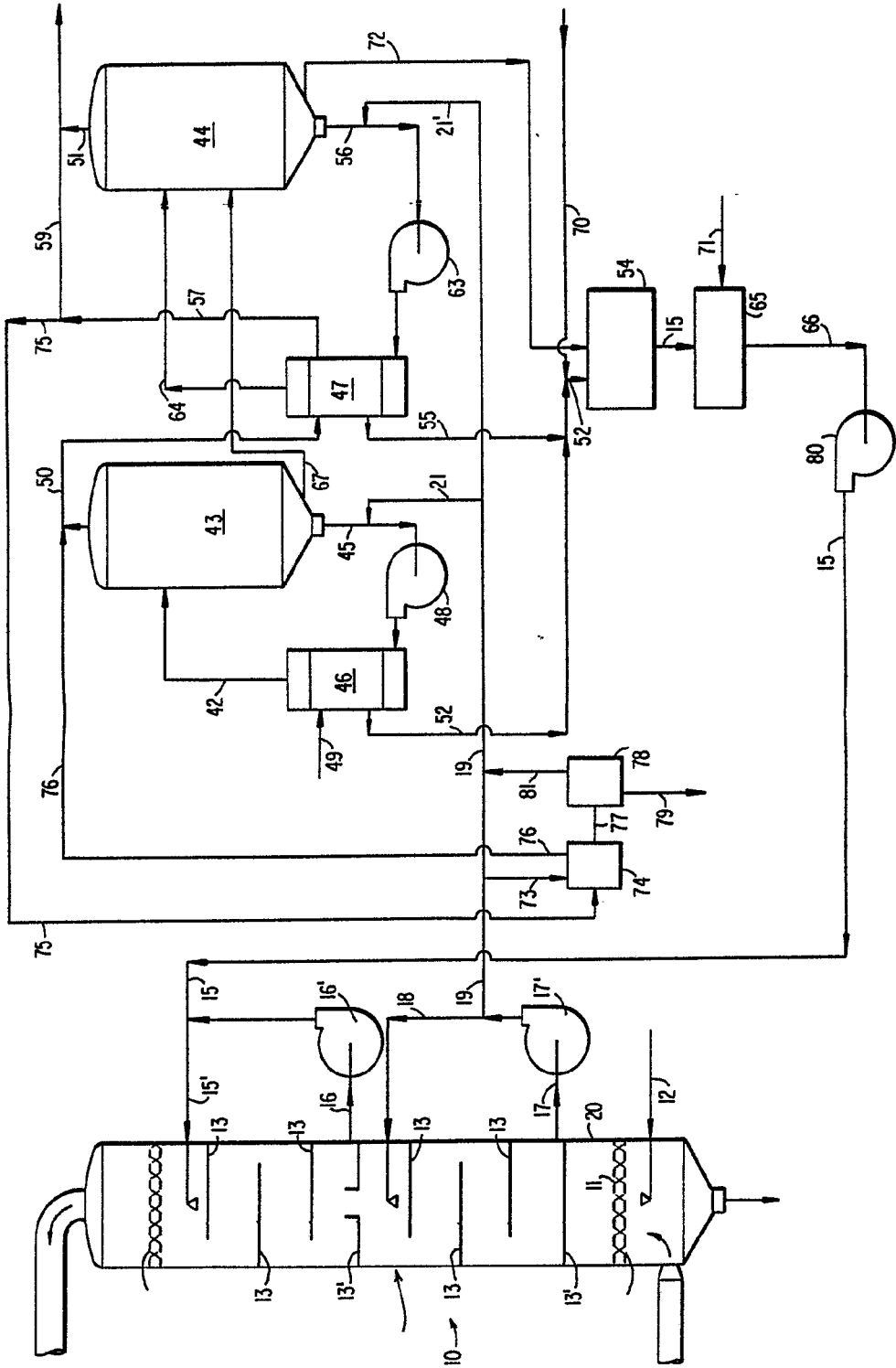
Esta Memoria consta de 22 hojas escritas a máquina
por una sola cara.

Madrid,
DAVY POWERGAS, INC.
E. GÓMEZ ACEBS Y MOJET
p. Firmado: L. Caseta Fernández

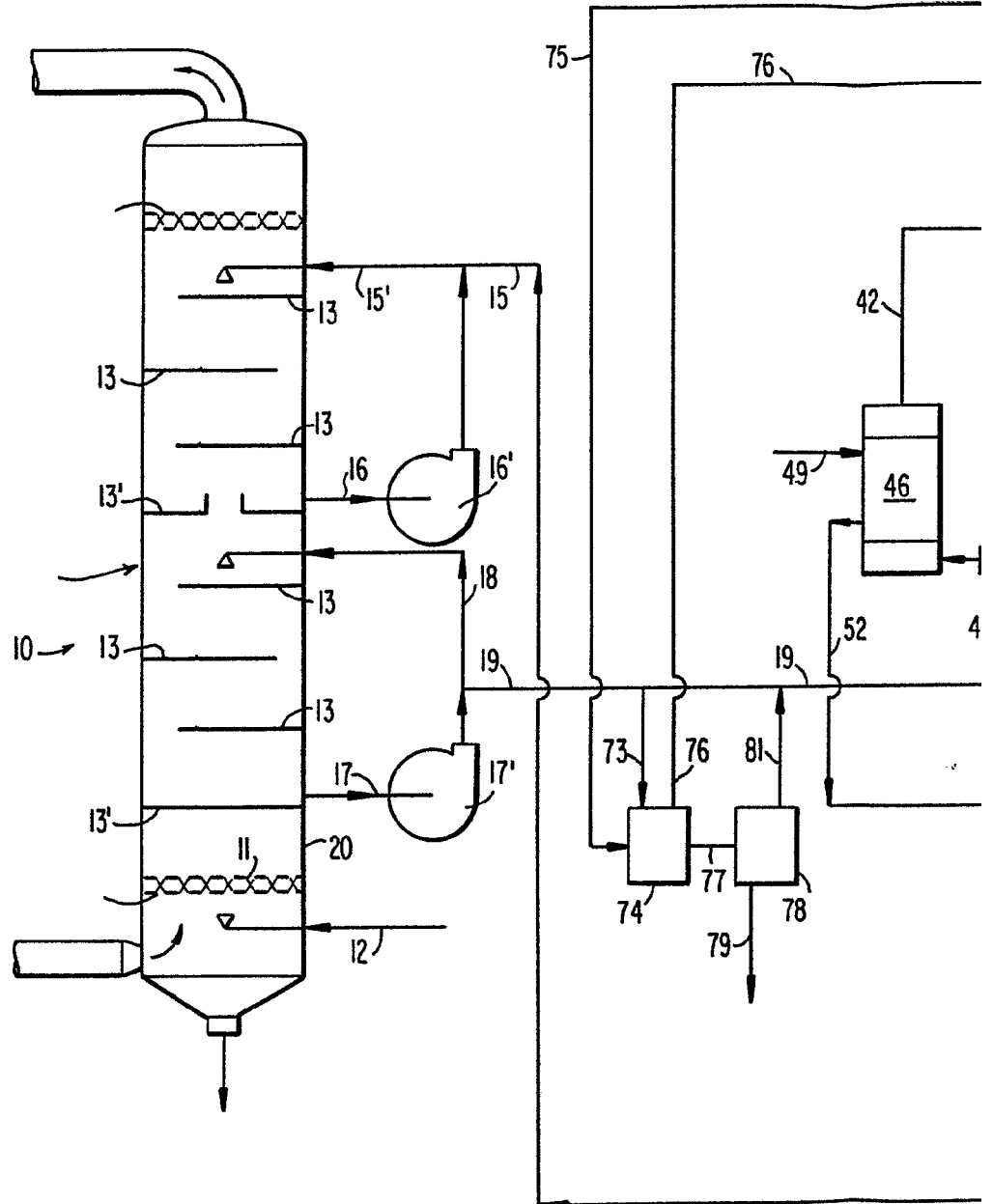
15 FEB. 1975

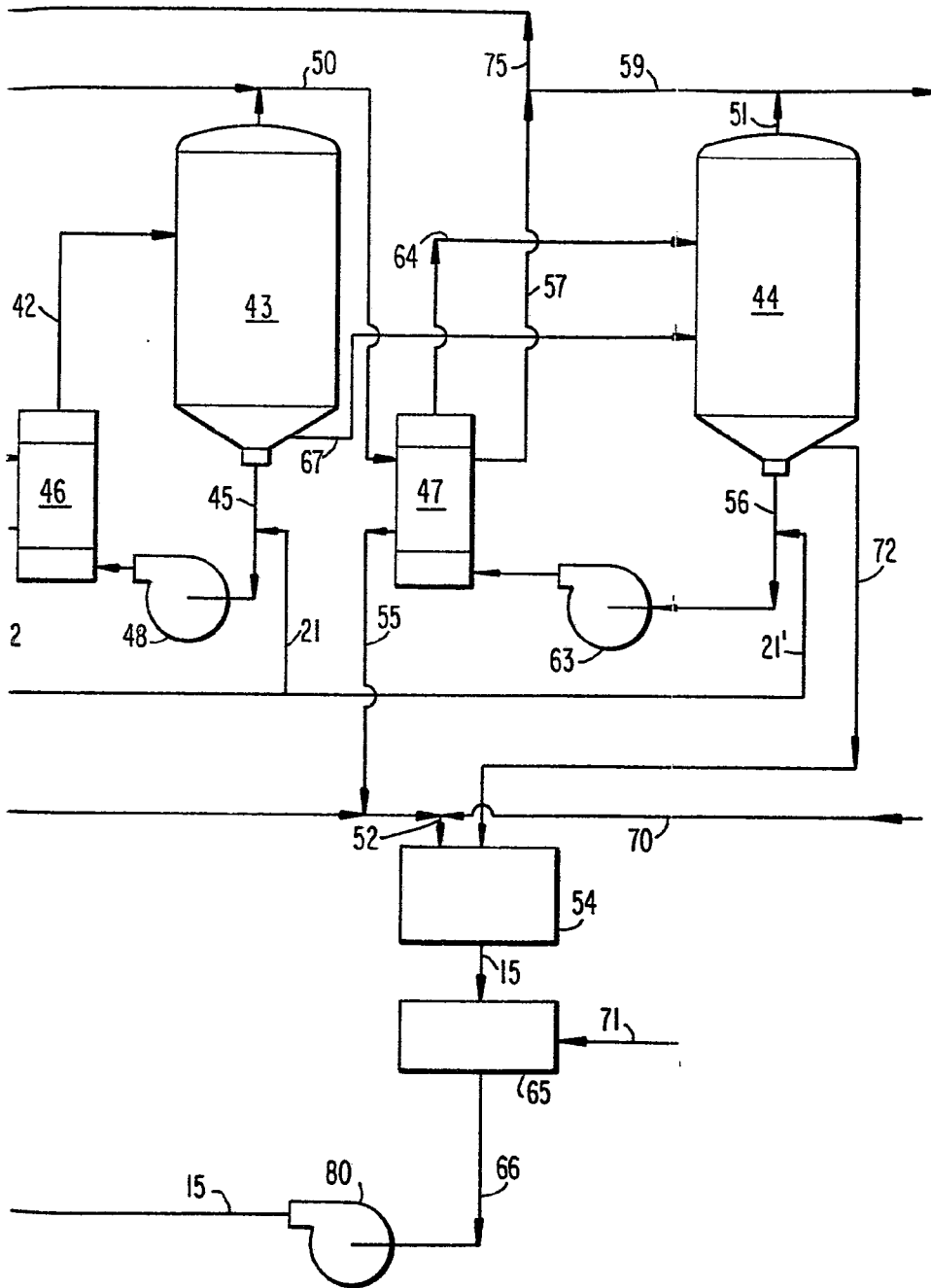


ESCALA VARIABLE



MARCA REGISTRADA
 DAVY POWERGAS INC. S.A.
 SUCURSAL SUCURSAL SUCURSAL
 SUCURSAL SUCURSAL SUCURSAL
 SUCURSAL SUCURSAL SUCURSAL





ESCALA
VARIABLE

Madrid 2 FEB 1975

J. GONZALEZ AGUILO Y KILLI
c. p. Fierro, L. Gato Fernández