



ESPAÑA

Concedido el Registro de ^{(10) ES} ⁽¹¹⁾ ⁽¹²⁾ ⁽¹³⁾ A1
con los datos que figuran ⁽²²⁾ ⁽²³⁾ ⁽²⁴⁾
sente descripción y según el ⁽²⁵⁾ ⁽²⁶⁾ ⁽²⁷⁾
tenido de la Memoria adjunta.

NUMERO	478.026
FECHA DE PRESENTACION	23-2-79

PATENTE DE INVENCION

⁽³⁰⁾ PRIORIDADES:	⁽³²⁾ FECHA	⁽³³⁾ PAIS
⁽³¹⁾ NUMERO		
880.927	24 de febrero de 1.978	EE.UU. de A.

⁽⁴⁷⁾ FECHA DE PUBLICIDAD	⁽⁵¹⁾ CLASIFICACION INTERNACIONAL	⁽⁶²⁾ PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	BOLD	

⁽⁵⁴⁾ TITULO DE LA INVENCION

Procedimiento para separar óxido de azufre e impurezas particuladas de un gas residual caliente.

⁽⁷¹⁾ SOLICITANTE (ES)

1º.- ROCKWELL INTERNATIONAL CORPORATION.
2º.- WHEELABRATOR-FRYE INC

DOMICILIO DEL SOLICITANTE

1º.- 2230 East Imperial Highway, El segundo, California, EE.UU. de A.
2º.- Liberty Lane, Hampton, New Hampshire, EE.UU. de A.

⁽⁷²⁾ INVENTOR (ES)

Dennis C.Gehri, Richard L. Adams, John H. Phelan.

⁽⁷³⁾ TITULAR (ES)

⁽⁷⁴⁾ REPRESENTANTE

GOMEZ-ACEBO.

La presente invención se relaciona con un método para separar óxidos de azufre y partículas de gases que los contienen. En particular, se relaciona con un método en donde un gas caliente que contiene óxidos de azufre y partículas se hace reaccionar de forma controlada en una primera zona y se pasa entonces secuencialmente a una segunda zona, haciéndose reaccionar los óxidos de azufre del gas en cada zona con un absorbente químico seleccionado para los mismos.

Los óxidos de azufre, principalmente dióxido de azufre, están presentes en los gases residuales descargados de muchas plantas de refino de metales y químicas y en los gases de chimenea de plantas de energía generadoras de electricidad por combustión de combustibles fósiles. En adición, se pueden formar gases calientes conteniendo azufre en la combustión parcial o gasificación de combustibles conteniendo azufre, tal como carbón. El control de la contaminación del aire resultante de la descarga de óxidos de azufre a la atmósfera, es cada vez más necesario. Un incentivo más para la separación de óxidos de azufre de gases residuales es la recuperación de los valores de azufre por otra parte perdidos por su descarga a la atmósfera. Sin embargo, y particularmente con respecto a los gases de chimenea de plantas de energía, que se basa en la combustión de un carbón medio, pueden contener una cantidad tan grande como de 3.000 ppm de dióxido de azufre y 30 ppm de trióxido de azufre en volumen, con lo que los grandes volúmenes de éstos gases de chimenea con respecto a la cantidad de azufre que ellos pueden contener hacen que la separación o recuperación de los compuestos de azufre sea costosa. Igualmente, la cantidad total de subproductos posible, tales como azufre elemental y ácido sulfúrico, que podrían obtenerse finalmente a partir de

los valores de azufre recuperables, superaría la demanda de tales subproductos.

5 Durante muchos años se han propuesto e investigado diversos procedimientos para la desulfuración de los gases de chimenea. Se han propuesto varios procedimientos de contacto sólido-gas en donde el dióxido de azufre presente en el gas de chimenea se separa, bien por reacción química con un absorbente sólido o bien por adsorción sobre una superficie activa seguido por oxidación del dióxido de azufre adsorbido. Según 10 uno de tales procesos, mostrado en la patente USA No. 2.718.453, se insufla carbonato de calcio finamente pulverizado en el gas de combustión para formar sulfato de calcio o sulfito de calcio.

15 En la patente USA No. 3.310.365 se muestra otro procedimiento de contacto sólido-gas, dirigido a la eliminación de la corrosión inducida por trióxido de azufre. En este procedimiento, una corriente gaseosa que contiene aproximadamente 20 ppm de trióxido de azufre se enfria por debajo del punto de condensación ácido del gas para formar un aerosol de trióxido de azufre hidratado y se inyecta en la corriente gaseosa 20 una caliza dolomítica finamente dividida y otro aditivo alcalino, utilizando aproximadamente de 2,5 a 3 veces la cantidad estequiométrica requerida para la neutralización completa. Como se indica adicionalmente en esta patente: "La materia particulada del gas de chimenea, incluyendo el aditivo alcalino 25 inyectado, se separa del gas por incidencia sobre la superficie del filtro de género de las mangas, funcionando el aditivo alcalino como un auxiliar de filtración y formándose una matriz a través de la cual deben pasar los gases cargados de trióxido de azufre, llevando a cabo la reacción de neutralización deseada 30 para la separación del trióxido de azufre"

La patente USA No. 3.852.410 describe otro proceso de contacto gas-sólido para separar continuamente dióxido de azufre y contaminantes particulados de los gases de chimenea industriales que los contiene, mediante el empleo de un compuesto alcalino de sodio soluble como un reactante de dióxido de azufre, el cual se regenera ulteriormente. Las superficies recolectoras de polvo del filtro de género se pre-cargan con el compuesto alcalino de sodio soluble finamente dividido y se pasa a través del colector de polvo el gas residual que contiene dióxido de azufre, dióxido de carbono y contaminantes particulados. Los contaminantes particulados son retenidos por el colector de polvo y una porción del dióxido de azufre reacciona con el compuesto alcalino de sodio soluble.

En general, la reacción entre un sólido y un gas es relativamente lenta e ineficaz, estando limitada por el área superficial disponible del sólido. Igualmente, algunos de los productos resultantes no se prestan fácilmente por sí mismos a la regeneración del material de partida o recuperación de los valores de azufre separados.

En el proceso con carbonato fundido mostrado en las patentes USA Nos. 3.438.722, 3.428.727 y 3.438.728, las impurezas de óxido de azufre se separan de un gas de combustión caliente poniendo en contacto el gas a una temperatura de al menos 350°C con una mezcla fundida de sales que contiene carbonatos de metal alcalino como absorbente activo. El absorbente agotado se regenera entonces químicamente y se recicla. La adaptación de dicho procedimiento a muchas de las instalaciones de utilidad en plantas de energía actualmente existentes, presenta frecuentemente ciertas desventajas económicas debido a las necesidades de modificar los sistemas generadores

de estas plantas de electricidad con el fin de obtener el gas de chimenea que ha de ser tratado a la temperatura elevada requerida para la absorción de las sales fundidas, en lugar de a su temperatura de salida generalmente mucho más baja del generador.

5

Los procesos de absorción en húmedo han sido empleados para el tratamiento de gases de chimenea de menor temperatura. Según un proceso típico de absorción en húmedo, el gas de chimenea se lava con una solución o lechada alcalina acuosa. Para la separación de dióxido de azufre del gas de chimenea en varias plantas energéticas, se han empleado lechadas acuosas de óxido de calcio, hidróxido de calcio o carbonato de calcio. Igualmente, como fluidos de lavado han sido utilizados soluciones acuosas de sulfuro sódico o amoníaco.

10

15

En el proceso de absorción en húmedo mostrado en la Patente USA No. 3.533.748, una corriente gaseosa residual que contiene óxidos de azufre se lava en una solución acuosa de un álcali soluble, tal como carbonato sódico o hidróxido sódico para formar sulfito y sulfato en solución. La solución resultante se evapora luego para precipitar las sales de sulfito y sulfato de metal alcalino sólidas, las cuales se separan de la solución y se procesan adicionalmente.

20

25

Aunque estos procesos de absorción han tenido ciertas ventajas, los mismos presentan el inconveniente común de producir un efluente líquido que contiene gran cantidad de agua con respecto a los óxidos de azufre absorbidos, cuyo efluente no es disponible para la simple reducción y regeneración a elevadas temperaturas. De este modo, surgen dificultades cuando se contempla la recuperación económica y eficaz del absorbente y valores de azufre disueltos a partir de una solución

30

acuosa. En muchos de tales procesos, la recuperación de azufre elemental, un producto preferido, no es económica. Además, el proceso en húmedo produce frecuentemente un gas producto saturado con agua que debe calentarse antes de su descarga a la atmósfera para evitar una pluma objeccionable.

En la patente USA No. 3.305.307, se muestra un procedimiento para la preparación de un sulfito de metal alcalino sólido con una formación negligible de sulfato de metal alcalino. Una solución acuosa concentrada, finamente dispersada, de un compuesto de metal alcalino tal como carbonato, hidróxido o bicarbonato de sodio o potasio, se pasa a un gas sustancialmente seco que contiene una cantidad equivalente o superior de dióxido de azufre, siendo mantenido el gas seco a una temperatura tal que se forme el sulfito de metal alcalino sólido. Para obtener un sulfito de metal alcalino puro mediante dicho proceso, se requiere una cantidad reactante en exceso de SO_2 en comparación con el compuesto de metal alcalino. Igualmente, y para evitar la formación de sulfato de metal alcalino, el gas que contiene al SO_2 reactante debe estar relativamente libre de trióxido de azufre y de sustancias promotoras de la oxidación tales como óxidos de nitrógeno y óxidos metálicos, encontrándose estos últimos en las cenizas volantes. En adición, se requiere generalmente una temperatura de reacción relativamente baja, ya que las temperaturas superiores promueven la formación de sulfatos. Esta patente, que está dirigida a la producción de un compuesto químico puro, no resuelve los problemas asociados en el tratamiento de corrientes gaseosas residuales, tales como las bajas concentraciones de óxidos de azufre a eliminar así como la presencia en la corriente gaseosa de cantidades significativas de materia particulada inerte.

La patente USA No. 3.932.587 está dirigida a un proceso de ciclo cerrado para la separación, en una sola etapa de secado por aspersión, de una impureza de óxido de azufre a partir de un gas residual caliente. Los productos resultantes se separan del gas de chimenea en una etapa ulterior, empleando un separador gas-sólido convencional.

La patente USA 3.880.629 está dirigida a un proceso para controlar la contaminación del aire para el tratamiento de un gas de horno de vidrio de alta temperatura. Se emplea un alcali de sodio como absorbente de SO_x , seco o húmedo, y se inyecta en el gas de chimenea caliente que sale del horno de vidrio. Este gas de chimenea contiene partículas finas de componentes de vidrio y SO_x , el cual se desprende del agente de refino de sulfato sódico usado en el lote de vidrio. El producto de la reacción absorbente y los particulados de vidrio se recogen a continuación en una manga en forma de torta de filtración seca. Después de la clasificación adecuada, esta torta de filtración se recicla a la fusión de vidrio. El absorbente alcalino de sodio preferido es el mineral nahcolita, el cual es principalmente bicarbonato sódico. Cuando se utiliza el mineral nahcolita como absorbente seco para una reacción en fase gas-sólida, se alimenta continuamente como un polvo fino a la corriente de gas de chimenea. La temperatura del gas se mantiene en unos $260^{\circ}C$. El gas que contiene absorbente y productos de reacción se dirige entonces a bolsas, que han sido pre-revestidas con una capa fina de mineral nahcolita. La bolsa o manga, con la capa de mineral nahcolita sobre las bolsas, sirve para llevar a cabo la doble función de actuar como auxiliar de filtración para recoger las partículas de vidrio y también para separar el SO_2 . Cuando

el absorbente alcalino de sodio se utiliza en estado húmedo, se pulveriza como una solución alcalina líquida en el gas de chimenea caliente, utilizándose cabezas de pulverización para disgregar la solución acuosa alcalina de sodio en gotas finas al objeto de obtener un contacto eficaz con el gas de chimenea caliente. El sulfito y sulfato sódicos formados se secan por el calor del gas de chimenea y se recogen entonces junto con los finos de vidrio en la bolsa o manga, actuando esta última, en esta modalidad, como un recolector en lugar de como reactor para controlar la emisión de SO_x . La torta del filtro de la bolsa contiene al producto de reacción de sulfato sódico, carbonato sódico sin reaccionar residual y finas de vidrio, pudiéndose reciclar entonces esta torta de filtración a la fusión de vidrio. El empleo de la técnica de secado por aspersión en húmedo seguido por recogida de los productos de reacción en una bolsa, puede aplicarse también al tratamiento de gas de chimenea de plantas energéticas obtenido de la combustión de combustibles de agente y carbón y que contienen emisiones de SO_x y cenizas volantes.

Otras patentes de interés relacionadas con la purificación de gases, pero no consideradas como más importantes que las ya descritas anteriormente, incluyen las patentes USA Nos. 931.515, 984.498, 2.875.844, 2.875.847, 2.919.174, 3.933.978, 3.969.482 y 3.976.747. En las patentes revisadas se describen otras patentes y procesos de separación de óxidos de azufre, con mayor detalle, tanto con respecto a las necesidades especializadas para el tratamiento de los gases desprendidos de procesos industriales particulares, como con respecto a los requerimientos para la separación de los contaminantes de óxidos de azufre de los gases de chimenea emitidos

en las plantas energéticas que queman aceite y carbón. Sin embargo, y a pesar de toda esta actividad durante muchos años en la purificación de gases, y a pesar de los muchos planes y procesos propuestos, tanto especulativos como experimentalmente evaluados, existe todavía la necesidad de encontrar un método eficaz y comercialmente factible para controlar tanto las emisiones de partículas como de óxido de azufre de los gases de chimenea de las plantas energéticas, de un modo que sea eficaz, simple y barato, y que pueda ser todavía fácilmente adaptable a las características del gas de chimenea de las actuales instalaciones de plantas energéticas, sobre una base de retrofit. Igualmente, existe la necesidad de encontrar un procedimiento directo y completo para la separación de dióxido de azufre debido a los grandes costes de capital adicionales requeridos para el reciclo y recuperación de absorbente. Por otra parte, el proceso controlados de la contaminación del aire debe ser versatil con respecto a que pueda satisfacer las severas normas gubernamentales, al mismo tiempo que pueda emplear una amplia variedad de absorbentes, esencialmente intercambiables en relación con los requerimientos específicos para una determinada planta energética, pero sin requerir todavía modificaciones sustanciales en el proceso. Hasta la fecha, no se dispone de un modo comercial de un proceso para la separación de dióxido de azufre que hayya conseguido esta versatilidad, satisfacciendo al mismo tiempo los límites económicos y ambientales deseados.

La presente invención proporciona un nuevo método versatil, en dos zonas, comercialmente adecuado para el tratamiento de un gas de chimenea de planta energética, sin

necesidad de enfriar o recalentar, para separar del mismo los óxidos de azufre y materias particuladas, cuyo método evita las diversas desventajas que caracterizan hasta ahora a los procesos de separación de óxido de azufre de la técnica anterior. Más particularmente, y según la presente invención, es posible obtener una utilización satisfactoria del absorbente empleando absorbentes alcalinos de sodio o calcio, al mismo tiempo que se separa una cantidad superior al 90 % de los óxidos de azufre contenidos en el gas caliente. Por otra parte, y según esta invención, el producto de reacción de absorbente es recuperable como un polvo seco para su distribución o recicló según se desee. Otra ventaja de la presente invención es que el gas tratado queda sustancialmente libre de partículas de cenizas volantes así como de óxidos de azufre y tiene una humedad relativa suficientemente baja para permitir su descarga a la atmósfera sin que sea necesario recalentar o producir una pluma objeccionable.

En términos amplios, la presente invención proporciona un método en dos zonas para la separación de materias particuladas y óxidos de azufre de un gas caliente, poniendo en contacto de forma controlada el gas caliente, en una primera zona de secado por aspersión, con un absorbente alcalino de sodio o calcio seleccionado y poniendo en contacto entonces el gas caliente con este absorbente, en una segunda zona de filtro con género, para completar la reacción química entre el absorbente y los restantes óxidos de azufre presentes en el gas. Los absorbentes alcalinos de sodio preferidos son carbonato sódico, bicarbonato sódico, hidróxido sódico y mezclas de los anteriores. Particularmente preferidos para su empleo comercial son la ceniza de soda y la trona. Los absorben-

tes alcalinos de calcio preferidos son óxido de calcio e hidró-
xido de calcio, siendo particularmente preferida la cal apaga-
da. El absorbente seleccionado se disuelve o dispersa en un
medio acuoso, dependiendo parcialmente de su solubilidad, y
5 se introduce luego de forma controlada en el secador por as-
persión, junto con el gas caliente, en una cantidad y a una ve-
locidad tales que reaccione con solamente una porción de los
óxidos de azufre presentes en el gas caliente, para producir
un producto de reacción particulado y seco.

10 Se ha encontrado como particularmente adecuado
y deseable, y acaso esencial con respecto a los absorbentes
alcalinos de calcio, llevar a cabo la atomización para crear
la pulverización o dispersión de gotas, evitando el empleo de
toberas pulverizadoras, pero utilizando en su lugar atomizado-
15 res de disco o rueda rotativos, denominados también atomizado-
res de disco centrífugo. Estos atomizadores consisten en un dis-
co o impulsor de tipo rueda que gira en un plano horizontal.
El líquido alimentado a la rueda o disco rotativo es lanzado
fuera a alta velocidad hacia la periferia. La acción del disco
20 para la producción de una pulverización de gotas finas consis-
te principalmente en la creacción y atenuación de películas o
ligamentos líquidos como resultado de la rápida aceleración
del líquido a medida que fluye radialmente desde el centro
hacia el exterior.

25 El gas resultante, conteniendo los productos de
reacción particulados y secos como sulfitos y sulfatos de cal-
cio o sodio, junto con absorbente parcialmente reaccionado
y no reaccionado, altamente reactivo por la acción del atomi-
zador de disco centrífugo, y presente en una cantidad suficien-
30 te para la reacción en la segunda zona con los restantes óxidos

de azufre, se transfiere entonces a una segunda zona en donde se hace incidir directamente sobre una superficie aguas arriba de un género poroso permeable al gas, de manera que se forme un revestimiento sustancialmente uniforme del producto particulado seco y del absorbente parcialmente reaccionado y no reaccionado de reactividad realzada, sobre la superficie aguas arriba del género, manteniéndose dicho revestimiento, bajo condiciones de régimen constante. Por otra parte, en esta segunda zona se presenta la reacción entre el absorbente del género revestido y los óxidos de azufre presentes en el gas que pasa a través del género, de manera que el gas que sale de la superficie aguas abajo del género está sustancialmente libre de óxidos de azufre y de materia particulada.

Mediante el empleo del método en dos zonas de la presente invención, es ahora posible comercialmente emplear un absorbente de óxido e hidróxido de calcio para la separación de óxidos de azufre en una zona de reacción de secado por aspersión, a pesar de la solubilidad limitada del óxido o hidróxido de calcio en un medio acuoso. Debido a la mayor reactividad del absorbente después de pasar por la zona de secado por aspersión, puede efectuarse la ulterior reacción en un filtro de género para separar prácticamente todo el dióxido de azufre que permanece en el gas de chimenea. Al mismo tiempo, el método en dos zonas es también ventajosamente empleado usando absorbentes alcalinos de sodio, en aquellos casos en donde no es necesario separar prácticamente todo el dióxido de azufre en la primera zona de secado por aspersión.

El método en dos zonas ofrece también las siguientes ventajas adicionales. La temperatura del gas de chimenea a la salida del sistema puede mantenerse a una mayor temperatura que la posible hasta el presente empleando un secador

5 por aspersión como único dispositivo de separación de dióxido de azufre. Para un objetivo determinado de separación de dióxido de azufre, la utilización de un absorbente químicamente reactivo es significativamente superior que la posible hasta el momento con un secador por aspersión o un filtro de género por sí solos. Igualmente, en el caso de los absorbentes alcalinos de calcio, se mejora considerablemente la capacidad de separación de dióxido de azufre del método en dos zonas en comparación con cualquier proceso de inyección en seco gas-sólido o con cualquier otro proceso que se traduzca en un producto seco. Finalmente, la combinación de producto de reacción y cenizas volantes desprendidas del secador por aspersión, es más adecuada para lograr una recogida de alta eficacia en el filtro de género que solamente cenizas volantes. Mediante el método de esta invención se promueve una mejor recogida de partículas finas de cenizas volantes, así como una menor caída de presión a través del filtro de género.

20 De acuerdo con la presente invención, se introduce un gas caliente que contiene impurezas de óxido de azufre en una primera zona de reacción de secado por aspersión, a una temperatura de al menos 100°C. Este método es particularmente aplicable al tratamiento de gases de chimenea procedentes de plantas energéticas que queman aceite o carbón, en donde el óxido de azufre, presente principalmente como dióxido de azufre, constituye un menor constituyente o impureza en la corriente gaseosa. El método es también particularmente aplicable a corrientes gaseosas residuales que contienen impurezas de dióxido de azufre en cantidades de 200 a 5.000 ppm en volumen aproximadamente y cenizas derivadas de aceites o carbón en cantidades de 0,2 a 28 g/m³ aproximadamente. El gas residual introducido

en la primera zona de reacción de secado por aspersion se pone en contacto inmediatamente con una pulverización finamente dispersada de un medio acuoso que consiste esencialmente en agua y un absorbente alcalino de sodio o calcio. El absorbente alcalino de sodio preferido se elige entre hidróxido sódico, bicarbonato sódico y carbonato sódico y mezclas de los anteriores, incluyendo los minerales de origen natural tales como trona, nahcolita y dawsonita. La trona es eficaz en su estado bruto o tal como sale de la mina y en dicho estado contiene sulfato sódico, cloruro sódico, arcilla, así como mineral trona mismo. El absorbente alcalino de calcio preferido es óxido de calcio (cal) o hidróxido de calcio, solos o en combinación. El medio acuoso se introduce en una proporción suficiente para proporcionar agua en una cantidad que produzca un gas producto con una humedad absoluta del orden de 0,07 a 0,5 g de vapor de agua por gramo de gas seco, aproximadamente, y para proporcionar una temperatura de gas de salida de 65 a 135°C aproximadamente. El medio acuoso contiene absorbente de óxido de azufre en una cantidad tal que proporcione de 90 a 120 % o de 100 a 200 % aproximadamente de la cantidad estequiométrica teóricamente requerida para reaccionar con todo el óxido de azufre contenido en el gas residual para los absorbentes alcalinos de sodio y calcio, respectivamente. Con el fin de conseguir la máxima utilización del absorbente de óxido de azufre, en forma diluída, se utiliza una solución o lechada tal y como sea factible y de acuerdo con el hecho de disponer una cantidad suficiente de absorbente para que reaccione con la cantidad requerida de dióxido de azufre que ha de separarse. De este modo, cuando se utiliza un absorbente alcalino de sodio para proporcionar de 90 a 100 % aproximadamente de la cantidad teóricamente requerida para reaccionar

con todo el dióxido de azufre presente en el gas residual, el medio acuoso contendrá entre 2 y 30 % en peso de carbonato sódico o cenizas de sosa. Cuando se utiliza trona en bruto como absorbente, el medio acuoso contendrá una cantidad de trona que tenga el mismo equivalente molar que carbonato sódico. Esta cantidad oscilará entre 5 y 50 % en peso de trona en bruto en el medio acuoso, estando presente una lechada a las mayores concentraciones. Para aquellos medios acuosos que contienen un absorbente alcalino de calcio, el medio acuoso consistirá en una lechada conteniendo entre 5 y 30 % en peso de absorbente.

El óxido de azufre y absorbente reaccionan en la primera zona para producir productos de reacción de sulfito y sulfato. La corriente gaseosa contiene también partículas finamente dispersadas de absorbente parcialmente reaccionado y sin reaccionar, de reactividad aumentada. El término "absorbente parcialmente reaccionado" se refiere a una partícula o fragmento de absorbente que solamente ha reaccionado químicamente de forma parcial, estando ocluido en su superficie parte del sulfato o sulfito formados. Esencialmente, dicho material se comporta como absorbente sin reaccionar en lo que se refiere a su ulterior utilidad en la segunda zona. La corriente gaseosa incluirá también, desde luego, el agua vaporizada del medio acuoso. La corriente gaseosa de salida contendrá además de 20 a 50 % en volúmen aproximadamente del contenido inicial en óxido de azufre cuando se contempla la separación prácticamente completa de óxidos de azufre por el proceso global. De este modo, y para dicha separación prácticamente completa, en la primera zona se separará 50-80 % en volúmen aproximadamente de los óxidos de azufre, siendo separado en la segunda zona el restante 20-50 % en volúmen de los óxidos de azufre iniciales. Sin

embargo, cuando las necesidades del proceso global contemplan la separación de menores cantidades de óxido de azufre, se efectuará entonces preferiblemente la separación proporcionada del óxido de azufre en la primera zona, separándose en la segunda solo una pequeña cantidad restante de óxido de azufre. Por ejemplo, cuando las normas ambientales permiten una separación global de solamente 60-70 % aproximadamente de los óxidos de azufre inicialmente presentes, se separará preferiblemente de 40 a 50 % aproximadamente en la zona de secado por aspersion y de 10 a 30 % aproximadamente en la zona del filtro de género. Con ello, se añadirán inicialmente menores cantidades relativas de absorbente debido a la menor necesidad de absorbente así como a la mayor utilización del mismo. De este modo, la cantidad estequiométrica teórica de absorbente, requerida ahora para reaccionar con los óxidos de azufre, estará basada en la cantidad de óxidos de azufre que se intenta separar.

Los productos de reacción de la primera zona de reacción se introducen entonces en una segunda zona de reacción, denominada generalmente filtro de bolsa o de género, en donde inciden sobre una superficie aguas arriba de un elemento filtrante de género permeable al gas. Puede emplearse una amplia variedad de sistemas filtrantes de género, en una amplia variedad de tamaños y capacidades y con diversos grados de características automatizadas, para satisfacer las necesidades de aplicaciones específicas. El gas de salida de la zona de secado por aspersion puede introducirse según una dirección de flujo ascendente o descendente en el sistema filtrante de género y, en función de la configuración específica del sistema, recogerse sobre las superficies aguas arriba interiores o exteriores de los elementos filtrantes de género. De este modo, cuando se

utiliza un tipo impulsado de filtro de género, la materia particulada se recogerá sobre la superficie aguas arriba exterior del elemento filtrante de género. Como material de género se prefieren en general los géneros sintéticos, tales como aquellos fabricados a partir de fibras acrílicas y de poliéster, por ejemplo, Orlon y Dacron. Sin embargo, la selección del material para el elemento filtrante de género no es particularmente crítica a condición, desde luego, que el género sea adecuado para la gama de temperaturas operativas y que sea resistente al ataque químico de los constituyentes de la corriente gaseosa caliente, los cuales son generalmente de naturaleza ácida corrosiva. Bajo condiciones de régimen constante, se produce un revestimiento sustancialmente uniforme de partículas que se mantiene sobre las superficies aguas arriba del género. El revestimiento superficial así producido, que incluye absorbente parcialmente reaccionado y sin reaccionar introducido inicialmente en la zona de secado por aspersión, ha resultado ser sustancialmente más reactivo con los óxidos de azufre que el absorbente en bruto o sin tratar.

20 Cuando los productos de reacción recuperados de la bolsa o saco han de ser distribuidos como un residuo de distribución directa, es decir, cuando se emplea un ciclo de circuito abierto, los absorbentes alcalinos de calcio son los preferidos generalmente puesto que los productos de reacción de calcio son menos solubles que los productos de reacción de sodio y, por tanto, menos propenso a contaminar las aguas subterráneas. Alternativamente, los absorbentes alcalinos de sodio son más reactivos con los óxidos de azufre, además de ser más solubles en el medio acuoso pulverizado, y su empleo se prefiere cuando el objetivo principal es la máxima separación de azufre.

Por otra parte, los productos de reacción de sodio son más fácilmente regenerados en un proceso de reciclado de circuito cerrado.

5 El absorbente de sodio agotado (principalmente en zona de sulfato sódico con una cantidad menor de sulfito) puede recuperarse y tratarse para regenerar el absorbente y recuperar los valores de azufre comerciales allí contenidos. Por ejemplo, el producto de sodio seco puede tratarse a temperaturas elevadas con un agente reductor, preferiblemente un material
10 carbonáceo, para reducir el sulfito y sulfato a sulfuro. Simultáneamente, puede proporcionarse una fuente de oxígeno para generar suficiente calor para la reducción mediante una reacción de combustión con el material carbonáceo. En una etapa ulterior de reformación acuosa, el sulfuro se disuelve en agua y se hace reaccionar con dióxido de carbono o con un material productor
15 de dióxido de carbono para formar sulfuro de hidrógeno y regenerar el absorbente de carbonato. El sulfuro de hidrógeno puede procesarse además para recuperar el constituyente azufre como un producto de valor comercial. Uno de tales procesos de regeneración de ciclo cerrado, pero que solamente utiliza una zona
20 para la reacción de SO_2 , se ofrece en la Patente USA No. 3.932.587.

La única figura del dibujo adjunto es una representación esquemática de una modalidad preferida de la presente invención.

25 El método en dos etapas de la presente invención es aplicable a cualquier gas caliente que contenga óxidos de azufre, contactándose eficazmente el gas, en una primera zona de secado por aspersion, con un medio acuoso finamente dispersado que contiene un absorbente alcalino de sodio o calcio para la reacción con los óxidos de azufre. El método es
30

Particularmente aplicable a gases de chimenea obtenidos de la combustión de combustibles fósiles tales como, por ejemplo, petróleo, productos de petróleo, carbón, alquitranes de carbón, coque y similares y en donde el gas tiene una temperatura mínima de 100 a 800°C o mayor, aproximadamente. El presente método es particularmente aplicable, sobre una base de retrofit, al tratamiento del gas de chimenea de los generadores de combustión de carbón de las actuales instalaciones de energía eléctrica, cuyo gas de chimenea tiene generalmente una temperatura de salida de 130 a 230°C aproximadamente, y que puede contener dióxido de azufre en cantidades de hasta 5.000 ppm aproximadamente, así como de 0,2 a 2 % en peso de cenizas volantes (aproximadamente 0,2-28 g/m³). Estos gases de temperatura menor no pueden someterse fácilmente a un tratamiento que sea distinto a los procesos de lavado en húmedo de la técnica anterior, sin emplear una etapa de calentamiento del gas. Sin embargo, si se utiliza un método de lavado en húmedo acuoso para el tratamiento de estos gases de chimenea de menor temperatura, los gases serán enfriados hasta un punto en donde sea necesario suministrar energía para recalentarlos antes de su descarga a la atmósfera. Por otra parte, no se conoce ninguna técnica absorbente en seco que sea satisfactoria y económica a la hora de satisfacer las actuales normas ambientales sobre la calidad del aire. En realidad, la técnica anterior sugiere que los absorbentes de calcio son prácticamente ineficaces a temperaturas por debajo de unos 500°C, utilizándose preferiblemente los absorbentes de sodio secos a temperaturas por encima de 260°C. Adicionalmente, incluso a las mayores temperaturas a las cuales son más reactivos los absorbentes secos, se requiere un material especial de alta temperatura para el género utilizado en el elemento filtrante. Natural

mente, podrá apreciarse que la presente invención es aplicable también a gases residuales que tienen una temperatura superior a 230°C, tales como los gases residuales de diversas plantas de procesado químicas (que pueden contener dióxido de azufre en cantidades de 1 a 10 % en volúmen aproximadamente). Para dichos gases, la primera zona de la presente invención se pondrá en práctica para reducir la temperatura del gas a un valor comprendido en la gama en la cual los géneros de baja temperatura pueden utilizarse en el filtro de género.

La presente invención se explicará de un modo más específico con referencia a una aplicación preferida del método, especialmente, la separación de óxidos de azufre del gas de chimenea producido por la combustión de carbón. Dicho gas de chimenea puede contener cenizas volantes en cantidades de hasta 2 % en peso aproximadamente del gas de chimenea y cantidades de hasta 5.000 ppm en volúmen de dióxido de azufre. De acuerdo con el presente método, no es necesario separar las cenizas volantes antes del tratamiento del gas de chimenea para la separación de los óxidos de azufre, puesto que las cenizas se eliminan también por el método.

Según la presente invención, el gas de chimenea que contiene óxidos de azufre se transfiere secuencialmente a través de dos zonas, en cada una de las cuales se pone en contacto con un absorbente alcalino de sodio o calcio seleccionado para la separación de los óxidos de azufre. Absorbentes preferidos adecuados incluyen óxido de calcio, hidróxido de calcio, carbonato de sodio, bicarbonato de sodio e hidróxido de sodio. Los absorbentes particularmente preferidos son carbonato de sodio (cenizas de sosa), trona y óxido de calcio, en base a su costo y eficacia en la separación de óxidos de azufre. Si cuan-

do se elige el óxido de calcio como absorbente, se ha encontrado que una lechada de hidróxido de calcio, particularmente cal apagada formada por apagado de óxido de calcio con agua, es bastante más eficaz a la hora de separar los óxidos de azufre que el hidróxido de calcio disponible en el comercio, es decir, cal hidratada.

Se introduce un medio acuoso que consiste esencialmente de agua y del absorbente seleccionado, en una primera zona de secado por aspersion en donde se pone en contacto con el gas de chimenea que tiene una temperatura de 100 a 230°C aproximadamente y que contiene de 200 a 5.000 ppm en volumen aproximadamente de dióxido de azufre y de 0,2 a 28 g/m³ aproximadamente de cenizas volantes. La primera zona se define como una cámara de secado por aspersion en la cual el medio acuoso se atomiza para formar una pulverización finamente dispersada que entra en contacto íntimamente con el gas de chimenea entrante. Los expertos en la materia podrán reconocer fácilmente varios tipos de secadores por aspersion. Sin embargo, se ha encontrado que un secador por aspersion que utiliza una rueda o disco rotativo a elevada velocidad, para atomizar el líquido, proporciona resultados bastante superiores en la práctica de la invención. En la práctica, se dirige una corriente de líquido sobre la superficie del disco rotativo, el cual atomiza al líquido para formar una pulverización de gotas finamente dispersadas por todo el interior de la cámara. Además, y puesto que no están implicadas toberas, el secador por aspersion preferido puede utilizarse con una lechada del absorbente alcalino de calcio así como con una solución de los absorbentes alcalinos de sodio. Por otra parte, el empleo de un disco o rueda rotativa resulta ventajoso, en comparación con el empleo de toberas,

cuando el gas residual entrante tiene diversas velocidades de flujo, tal y como se encuentra en el funcionamiento de las plantas energéticas debido a la variación de la demanda de carga. Cuando se utiliza el disco rotativo, las velocidades de flujo del medio acuoso pueden ajustarse para que correspondan a las del flujo de gas variante, sin disminuir la eficacia del contacto entre el absorbente y el dióxido de azufre del gas. Por el contrario, cuando se utilizan toberas, el secador por aspersión es optimizado para velocidades de flujo específicas en las toberas, a presiones también específicas, con el fin de obtener modelos de dispersión por pulverización óptimos. Si la velocidad de flujo del medio acuoso es variada para acomodarse a las diversas velocidades de flujo del gas, se presentará una degradación en los modelos de dispersión-pulverización que interferirá con el óptimo contacto entre el absorbente y el óxido de azufre.

Las condiciones en la primera zona de reacción de secado por aspersión se controlan de manera que salga del secador por aspersión un gas insaturado en agua, conteniendo este gas partículas secas finamente dispersadas de absorbente reaccionado, parcialmente reaccionado y sin reaccionar y de 20 a 50 % aproximadamente del contenido inicial en dióxido de azufre del gas residual. Estos resultados deseados se obtienen introduciendo el medio acuoso en un grado tal que proporcione agua en una cantidad que produzca un gas de salida con una humedad absoluta de 0,07 a 0,5 g de vapor de agua por gramo de gas seco, aproximadamente, y una temperatura de 65 a 135°C aproximadamente. Se ha encontrado que los criterios principales que afectan a la separación de dióxido de azufre en la primera zona de reacción, son el grado de contacto entre el absorbente y el

gas caliente, el grado de saturación de agua del gas y la caída de temperatura a través de la zona de reacción. Cuando se utilizan las técnicas de secado por aspersión de la tecnología anterior, la finalidad deseada consistió en obtener la máxima separación de óxido de azufre en el secador por aspersión. Al objeto de obtener altos grados de separación, es necesario aproximarse estrechamente al nivel de saturación del gas. Por otra parte, se requiere una caída de temperatura relativamente alta a través de la zona de reacción. Por el contrario, y empleando el método de esta invención, se produce un gas de salida relativamente seco pudiéndose tratar un gas de temperatura relativamente baja sin necesidad de una gran caída de temperatura a través de la primera zona de reacción.

El gas de salida de la primera zona de reacción que contiene partículas finamente dispersadas se introduce en la segunda zona en donde el gas que contiene partículas se hace incidir sobre una superficie aguas arriba de un género poroso permeable al gas. Si bien puede emplearse un precipitador electrostático para la segunda zona, obteniéndose todavía una excelente separación de materia particulada, sin embargo resulta sustancialmente menos eficaz a la hora de separar los óxidos de azufre residuales. El empleo de un separador de tipo ciclónico para la segunda zona es sustancialmente menos eficaz para la separación de materias particuladas y se obtiene una pequeña o nula separación de óxido de azufre. Los filtros de género o bolsas, sacos, etc., son, por consiguiente, una característica esencial de la presente invención. Bajo condiciones de régimen constante, sobre una de las superficies aguas arriba del género se forma un revestimiento sustancialmente uniforme de las partículas de producto de reacción, cenizas volantes y absorbente.

El absorbente sin reaccionar y parcialmente reaccionado continúa reaccionando con cualquier óxido de azufre obtenido en el gas, para producir un gas tratado que se extrae de una superficie aguas abajo del género sustancialmente libre de partículas y conteniendo en general menos de 10 % aproximadamente del contenido inicial en dióxido de azufre.

No se conoce con exactitud el porque el absorbente parcialmente reaccionado y el absorbente sin reaccionar de la primera zona es más reactivo con los óxidos de azufre, particularmente a bajas temperaturas, que el obtenido en los procesos de contacto sólido-gas de la técnica anterior a mayores temperaturas, por lo que la entidad solicitante de esta invención no desea ligarse a ninguna teoría en particular. Sin embargo, se cree que la mayor reactividad según el presente método reside en una combinación de diversos factores. Uno de ellos puede ser que la corriente gaseosa que entra en el filtro de saco tiene una humedad relativa mayor que los procesos de contacto sólido-gas de la técnica anterior y, de este modo, la humedad del gas realza la actividad del absorbente. Se cree que otro factor puede ser el tamaño de partícula del absorbente. Más particularmente, cuando se utilizan los absorbentes particularmente preferidos, en especial una solución acuosa de carbonato sódico o trona o una lechada acuosa de cal apagada, las partículas de absorbente sin reaccionar y parcialmente reaccionado producidas en la primera zona tienen un tamaño de partícula inferior a unas 20 micras y en general tienen un tamaño medio de partícula del orden de 5 a 15 micras, proporcionando así una elevada área superficial por unidad de peso. Igualmente, es probable que el área superficial específica del absorbente se aumente a medida que pasa a través de la primera zona de reacción

y que este aumento del área superficial mejore su reactividad. Cualquiera que sea el mecanismo, se ha determinado a través de numerosos ensayos que el absorbente utilizado según el presente método es sustancialmente más reactivo en el filtro de género que cuando el mismo absorbente se inyecta en la corriente gaseosa como un polvo seco o cuando se hace incidir sobre una superficie del género del filtro.

Haciendo referencia ahora al dibujo, el absorbente seleccionado se descarga de la tolva 10 a un recipiente mezclador 12 que está dotado con medios agitadores adecuados tal como un mezclador-propulsor 14 accionado por motor. Se introduce agua en el recipiente mezclador 12 por el conducto 16. El agua y el absorbente se mezclan para formar un medio acuoso que contiene al absorbente en solución o como una lechada. El medio acuoso se extrae por el conducto 18 para su introducción a la bomba 20. Desde la bomba 20 el medio acuoso se descarga a través del conducto 22 para su introducción en un secador por aspersión 24. El secador por aspersión 24 está equipado con un motor para accionar una rueda o disco 26 sobre el cual se dirige el medio acuoso para formar una pulverización finamente dispersada. En el secador por aspersión 24 se introduce también, por el conducto 28, un gas de chimenea que contiene dióxido de azufre y cenizas, a una temperatura de al menos 100°C, por ejemplo, procedente de una planta energética de combustible fósil. En el secador por aspersión 24, el gas de chimenea se pone en contacto íntimamente con una porción del dióxido de azufre contenido en el gas de chimenea para formar un producto de reacción seco. El gas de chimenea que contiene productos de reacción secos, junto con absorbente parcialmente reaccionado y sin reaccionar y cenizas inicialmente contenidas en el gas de chimenea, se extrae por el conducto 30 para su introducción en un filtro de manga o género 32. En la manga 32 los gases entrantes

se introducen ascendentemente de manera que los gases incidan directamente sobre las superficies interiores aguas arriba de los elementos filtrantes de género 34. En el diseño convencional de dicha manga, en donde esta última está proyectada exclusivamente para la recogida de materia particulada, se evita la incidencia directa sobre el elemento filtrante de género haciendo que el impacto inicial de la materia particulada se lleve a cabo sobre placas tabique. Por el contrario, la incidencia directa sobre el género con el fin de acumular un revestimiento deseado y efectuar la reacción entre los óxidos de azufre restantes del gas de chimenea y el absorbente, es una condición necesaria para la práctica eficaz de la presente invención. Se forma un revestimiento sustancialmente uniforme del producto particulado seco, junto con absorbente sin reaccionar y parcialmente reaccionado, cuyo revestimiento se mantiene bajo condiciones de régimen constante, sobre la superficie aguas arriba anterior de los elementos filtrantes de género 34. Se presenta más reacción entre el absorbente sin reaccionar y parcialmente reaccionado y el óxido de azufre residual presente en el gas que pasa a través de los elementos filtrantes de géneros. El gas que sale de la manga está sustancialmente libre de óxidos de azufre y materia particulada y se extrae por el conducto 36. Del conducto 36, los gases se descargan a la atmósfera a través de la soplante 38 y chimenea de ventilación 40. La manga 32 está provista también de una pluralidad de válvulas de descarga 42 para la separación intermitente de materia particulada acumulada por el conducto 44. El diseño del filtro de género utilizará una combinación (no mostrada) de un método de limpieza de las mangas o elementos filtrantes de género 34, mediante sacudida mecánica y deflación de aire inversa. Esta técnica de "cinta y suspendedores" para limpiar la manga ha resultado ser superior

en las industrias de cemento, ferrosilicio y acero así como en las instalaciones generadoras de energía. La materia particulada separada puede distribuirse en forma de residuo. Alternativamente, el absorbente reaccionado puede recuperarse y regenerarse utilizando técnicas conocidas.

La presente invención ofrece numerosas ventajas con respecto a los procesos de la técnica anterior para la separación de óxidos de azufre de gases residuales. Por ejemplo, y de acuerdo con la presente invención, se obtiene la separación simultánea de óxidos de azufre y materia particulada. Por otra parte, el presente método permite la separación de más de 90 % de los óxidos de azufre del gas caliente que los contiene, junto con una alta utilización del absorbente. en adición, prácticamente todos los productos de reacción se recuperan como un polvo seco, reduciendo así los costes de transporte en el caso de que el producto tenga que ser transportado para su distribución o regeneración. Asimismo, la invención permite también el lavado de gases de temperatura relativamente baja que salen de las plantas de electricidad sin necesidad de recalentar los gases antes de su descarga a la atmósfera. Finalmente, el presente método no requiere el empleo de materiales costosos para filtros de género de alta temperatura (que tienen una corta vida de servicio) para la separación eficaz de dióxido de azufre. Estas y muchas otras ventajas de la presente invención serán evidentes a partir del siguiente ejemplo no limitativo, proporcionado para ilustrar la práctica y características ventajosas de la presente invención.

EJEMPLO

Se lleva a cabo un programa de ensayo en una planta de energía eléctrica comercial para demostrar la eficacia de

la presente invención. El programa consiste en una serie de ensayos paramétricos que utilizan diferentes absorbentes para estudiar el efecto de diversas condiciones sobre la separación de óxidos de azufre y materia particulada. En adición, se introduce dióxido de azufre suplementario en la corriente gaseosa a tratar, para variar la concentración de óxido de azufre. El contenido en dióxido de azufre y el contenido en materia particulada de la corriente gaseosa, se miden en diversos puntos.

En la primera zona de reacción, se utiliza un secador por aspersion comercial de 2,1 metros de diámetro y 4,5 metros de altura. El medio de lavado acuoso se atomiza en el secador por aspersion dirigiéndolo sobre la superficie de una rueda de atomización centrífuga electricamente accionada que consiste en un disco de 18 o 20,5 cm aproximadamente de diámetro. La rueda de atomización se hace girar a una velocidad de 21.000 rpm.

La segunda zona de reacción comprende un conjunto de mangas consistente en un alojamiento que contiene dos compartimientos, cada uno de los cuales contiene seis elementos filtrantes de género de 29,21 cm de diámetro por 6,15 m de longitud. El conjunto de mangas está diseñado para que los gases de entrada incidan directamente sobre las superficies aguas arriba de los elementos sin una caída significativa de la materia particulada antes de incidir. En la práctica, la corriente gaseosa se dirige a ambos compartimientos para mantener el espesor de revestimiento deseado de materia particulada sobre el género de filtro. Cuando el espesor de revestimiento de las partículas sobre el género excede del límite deseado, tal y como viene indicado por una caída de presión a través del filtro de género, de normalmente 1.520 pascales aproximadamente ($0,0154 \text{ kg/cm}^2$),

los compartimientos del filtro de género se limpian secuencialmente del revestimiento de partículas mediante una combinación de sacudida mecánica y deflación del filtro con un flujo inverso de aire.

5

En la siguiente Tabla I se indican los resultados de los ensayos realizados para la separación de particulados en el filtro del género. Podrá apreciarse que se separa un 99,9 % o más de dichos particulados. Se cree que esta elevada proporción de separación es atribuible en parte al empleo del secador por aspersion en la primera zona de reacción. Más particularmente, se cree que las gotas del secador por aspersion actúan para aglomerar los constituyentes ultrafinos de cenizas volantes de la corriente gaseosa, de manera que se separen de un modo más fácil en la segunda zona de reacción por el filtro de género.

10

15

20

Los resultados de los ensayos con los absorbentes alcalinos de sodio particularmente preferidos, carbonato sódico (cenizas de sosa) y trona, se ofrecen en las Tablas IIA y IIB, respectivamente. Los resultados obtenidos con el absorbente alcalino de calcio preferido, cal apagada, se muestran en las Tablas IIIA y IIIB.

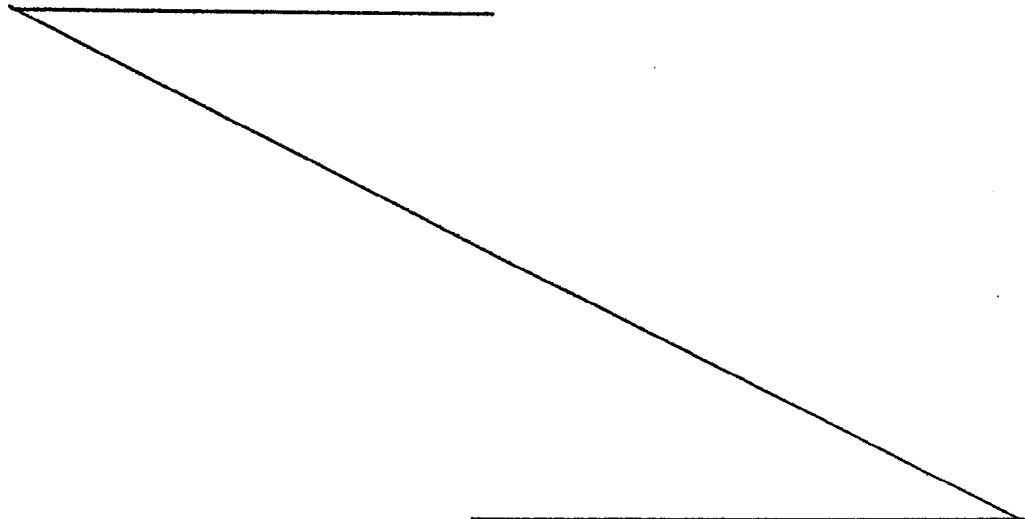


TABLA I
SEPARACION DE MATERIA PARTICULADA EN EL FILTRO DE GENERO

Ensayo No.	Absorbente usado	Carga de granos - entrada secador por aspersión (gr/m ³)	Particulas añadidas al secador por aspersión (gr/m ³)	Carga total de granos en el filtro de género (gr/m ³)	Carga de granos - salida filtro de género (gr/m ³)	Separación materia particulada (%)
1	Na ₂ CO ₃	163,59	64,26	227,76	0,289	99,9
2	Na ₂ CO ₃	64,47	111,38	176,00	0,099	99,9+
3	Na ₂ CO ₃	65,28	121,38	186,71	ND*	99,9+
4	Na ₂ CO ₃	33,05	183,49	216,69	ND	99,9+
5	Na ₂ CO ₃	108,71	107,10	215,98	ND	99,9+
6	Na ₂ CO ₃	99,58	158,86	258,46	0,060	99,9+
7	Na ₂ CO ₃	12,75	116,02	128,87	0,057	99,9+
8	Trona	79,42	59,97	139,23	0,049	99,9+
9	Cenizas volantes	58,27	152,08	210,27	0,049	99,9+
10	Agua con cenizas	89,19	0,714	89,96	0,035	99,9+

*ND - sin detectar.

TABLA II-A

EFICACIA SEPARACION GLOBAL SO₂ - ENSAYOS CON Na₂CO₃

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)
Ensa yo No.	Concen tra- ción de SO ₂ de en trada (ppm)	Relación este- quiomé- trica	Temp. filtro género (°C.)	Separa ción SO ₂ en el fil tro de género	Conc. SO ₂ de salida corregida (ppm)	Total SO ₂ separa do (ppm)	Eficacia separa- ción glo bal SO ₂ (%)	Utiliza- ción absorber te (%)
11	857	1,12	90,6	20	119	738	86	85
12	892	0,79	110,0	15	345	547	61	77
13	870	0,84	90,6	17	167	703	81	96
14	907	0,86	104,4	15	281	626	69	80
15	1000	0,94	93,3	16	89	911	91	97
16	871	0,59	98,9	9	405	466	53	90
17	1706	0,95	93,3	18	116	1590	93	98
18	1680	0,60	93,3	12	570	1110	66	110
19	1648	0,68	82,2	11	312	1336	81/83	119
20	1625	1,09	96,1	23	88	1537	95	87
21	1565	1,45	96,1	24	22	1543	99	68
22	1455	0,44	76,7	8	666	789	54	123
23	1452	0,31	73,9	10	580	872	60/69	194
24	1985	1,35	93,3	20	23	1962	99	73
25	2144	1,01	93,3	21	69	2075	97	96
26	1950	1,57	87,8	17	11	1939	99	63
27	1676	0,93	76,7	16	23	1653	99	106
28	1580	0,62	93,3	20	610	970	61	98
29	1544	0,59	98,9	27	655	889	58/59	98
30	2258	1,03	101,7	20	438	1820	81	79
31	2332	0,80	98,9	12	811	1521	65	81
32	2310	0,92	96,1	16	241	2069	90/87	98
33	1495	0,87	90,6	13	295	1200	80	92
34	1460	1,13	93,3	20	112	1348	92	81
35	1535	1,10	96,1	18	11	1524	99	90

TABLA II-B

EFICACIA SEPARACION GLOBAL SO₂ - ENSAYOS CON TRONA

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)
Ensa yo No.	Concen tra- ción de SO ₂ de en trada (ppm)	Relación este- quiomé- trica	Temp. filtro género (°C.)	Separa ción SO ₂ en el fil- tro de género	Conc. SO ₂ de salida corregida (ppm)	Total SO ₂ separa- do (ppm)	Eficacia separa- ción glo- bal SO ₂ (%)	Utiliza- ción absorben- te (%)
36	855	0,47	82,2	8	285	570	67	143
37	808	0,77	79,4	12	186	622	77	100
38	780	0,79	90,6	15	333	447	57	72
39	948	0,87	93,3	23	11	937	99	114
40	907	0,83	110,0	22	184	723	80	96
41	840	0,91	93,3	24	55	785	93	102
42	1621	1,08	71,1	1	6	1615	100	93
43	866	0,79	73,9	3	199	747	86	108
44	728	0,47	73,9	0	299	429	59	126
45	1486	0,92	90,6	17	44	1442	97	105
46	1372	0,84	98,9	15	221	151	84	100
47	1395	0,73	87,8	9	288	1107	79	108
48	1399	0,66	90,6	13	259	1140	81	123
49	1348	0,63	98,9	16	297	1051	78	124
50	1388	0,68	101,7	10	351	1037	75	110
51	684	0,67	98,9	19	118	530	83	124
52	685	0,57	110,0	10	290	395	58	102
53	733	0,63	96,1	10	290	443	60	95

TABLA III-A

EFICACIA SEPARACION GLOBAL SO₂ - ENSAYOS CON CAL APAGADA

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)
Ensa- yo No.	Concen- tra- ción de SO ₂ de en- trada (ppm)	Relación este- quiomé- trica	Temp. filtro gênero (°C.)	Separa- ción SO ₂ en el fil- tro de gênero	Conc. SO ₂ de salida corregida (ppm)	Total SO ₂ separa- do (ppm)	Eficacia separa- ción glo- bal SO ₂ (%)	Utiliza- ción absorber te (%)
54	780	0,65	82,2	13	434	346	44	68
55	1210	0,42	79,4	12	825	385	32	76
56	810	0,97	82,2	18	367	443	55	56
57	840	0,66	82,2	18	391	449	53	81
58	1215	0,65	82,2	13	734	481	40	61
59	1585	0,50	79,4	12	1053	532	34	67
60	810	0,78	79,4	25	310	493	61	78
61	900	1,28	87,8	23	322	578	64	50
62	1285	0,89	87,8	17	623	662	52	58
63	1605	0,72	87,8	9	1031	574	36	50
64	740	2,55	87,8	30	124	616	83	33
65	1240	1,52	87,8	25	434	806	65	43
66	1595	1,18	87,8	19	703	892	56	47
67	1195	1,67	---	20	150	1045	87	52
68	1175	1,74	87,8	18	288	887	75	43
69	1640	1,25	87,8	19	610	1030	63	50

TABLA II-I-B

EFICACIA SEPARACION GLOBAL SO₂ - ENSAYOS CON CAL APAGADA

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)
Ensa yo No.	Concen tra- ción de SO ₂ de en trada (ppm)	Relación este- quiomé- trica	Temp. filtro género (°C.)	Separa ción SO ₂ en el fil- tro de género	Conc. SO ₂ de salida corregida (ppm)	Total SO ₂ separa- do (ppm)	Eficacia separa- ción glo- bal SO ₂ (%)	Utiliza- ción absorben- te (%)
70	755	1,11	85,0	27	238	517	68	62
71	1180	0,71	85,0	17	583	597	51	71
72	1225	1,15	82,2	23	390	835	68	59
73	1635	0,86	79,4	27	661	974	60	69
74	1275	1,55	82,2	25	250	1025	80	52
75	1635	1,21	82,2	25	413	1222	75	62
76	830	1,06	79,4	20	340	490	59	56
77	800	1,41	87,8	22	294	506	63	45
78	1260	0,90	87,8	17	608	652	52	57
79	1165	1,84	90,6	17	310	855	73	40
80	1560	1,38	87,8	18	535	1025	66	48
81	1280	1,92	87,8	26	106	1174	92	48
82	1555	1,58	87,8	20	338	1217	78	50
83	1560	2,55	93,3	19	367	1193	76	30
84	855	1,70	82,2	18	363	492	58	34
85	1245	1,17	82,2	18	630	615	49	42
86	1185	1,70	82,2	23	334	851	72	42
87	1540	1,31	82,2	16	564	976	63	48
88	1245	2,21	85,0	28	106	1139	91	41
89	1605	1,71	85,0	22	361	1244	78	45
90	1405	4,12	82,2	25	11	1394	99	24
91	1960	2,95	82,2	29	16	1944	99	34

A partir de las tablas anteriores, podrá apreciarse que el método de la presente invención proporciona, bajo condiciones óptimas, un medio por el cual un gas de chimenea que contiene óxidos de azufre y cenizas volantes puede tratarse para producir una corriente gaseosa producto sustancialmente libre de óxidos de azufre y materias particuladas, al mismo tiempo que se obtiene una alta utilización del absorbente. Igualmente, podrá apreciarse que todos los ensayos no muestran resultados óptimos, puesto que se variaron muchos de los parámetros de ensayo.

Naturalmente, podrá entenderse que pueden emplearse muchas variaciones en las condiciones de reacción en la práctica de esta invención, dentro de los límites de los parámetros críticos ya indicados. Estas variaciones en las condiciones dependen del contenido particular en óxido de azufre y de la temperatura del gas de chimenea que ha de ser desulfurado, así como del tipo de combustible fósil que sirve como fuente de gas de combustión. De este modo, y si bien los ejemplos que ilustran esta invención han sido descritos con respecto a concentraciones, tiempos, temperaturas y otras condiciones de reacción específicas, y aquello que se considera para representar su mejor modalidad ha sido ilustrado y descrito anteriormente, la invención puede ponerse en práctica de otra manera dentro del alcance de lo descrito anteriormente, tal y como será fácilmente comprensible para los expertos en la materia.

Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarse en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental.

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento para separar óxido de azufre e impurezas particuladas de un gas residual caliente, caracterizado porque comprende las etapas de:

5 a) introducir el gas residual a una temperatura de al menos 100°C y conteniendo de 200 a 5.000 ppm en volumen aproximadamente de dióxido de azufre, en una primera zona de reacción de secado por aspersión;

10 b) poner en contacto dicho gas residual en la primera zona con una pulverización finamente dispersada de un medio acuoso que consiste esencialmente en agua y en un absorbente alcalino de sodio o calcio, siendo introducido dicho medio acuoso en el secador por aspersión a una velocidad controlada para proporcionar agua en el gas residual en una cantidad tal que el gas
15 de salida del secador por aspersión esté insaturado con agua y tenga una humedad absoluta de 0,07 a 0,5 g/g aproximadamente y se encuentre a una temperatura comprendida entre 65 y 135°C aproximadamente; estando presente el citado medio acuoso conteniendo absorbente en una cantidad que proporcione de 90 a 200% de la cantidad estequiométrica requerida para reaccionar con el dióxido de
20 azufre a separar del gas residual, con lo cual se forman productos de reacción secos de sulfato y sulfito;

25 c) extraer de la primera zona de reacción el gas de salida insaturado con agua que contiene partículas finamente dispersadas de dichos productos de reacción y de absorbentes sin reaccionar que tiene una mayor reactividad, conteniendo dicho gas de 20 a 50% en volumen aproximadamente de su contenido inicial en dióxido de azufre;

30 d) introducir dicho gas de salida en una segunda

zona de reacción de filtración con género, incidiendo directamente dicho gas que contiene partículas sobre una superficie aguas arriba de un género poroso permeable al gas del citado filtro de género, con lo cual se forma un revestimiento sustancialmente uniforme de las partículas presentes en el gas sobre la citada superficie aguas arriba del género, de manera que el absorbente del revestimiento reacciona con el óxido de azufre presente en el gas introducido, para formar sulfato y sulfito; y

5

e) extraer de una superficie aguas abajo del género, el gas tratado sustancialmente libre de partículas y con un contenido reducido en dióxido de azufre.

10

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el gas residual contiene cenizas y se produce a partir de la combustión de un combustible fósil conteniendo cenizas.

15

3.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el medio acuoso consiste esencialmente en una lechada de absorbente alcalino de calcio.

4.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el medio acuoso consiste esencialmente en una solución acuosa de un absorbente alcalino de sodio.

20

5.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la pulverización finamente dispersada del medio acuoso en la primera zona se produce dirigiendo dicho medio acuoso sobre la superficie de un disco rotativo.

25

6.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el gas residual caliente se introduce en la primera zona de reacción a una temperatura entre 100 y 230°C.

7.- Procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado porque el absorbente alcalino de calcio consiste en

30

óxido de calcio tratado con agua para formar cal apagada.

8.- Procedimiento según la reivindicación 4, caracterizado porque el absorbente alcalino de sodio es carbonato sódico.

5 9.- Procedimiento según la reivindicación 4, caracterizado porque el absorbente alcalino de sodio es trona.

10 10.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el gas residual es un gas de chimenea conteniendo de 200 a 5.000 ppm en volumen aproximadamente de dióxido de azufre y de 0,2 a 28 g/m³ aproximadamente de cenizas, siendo depositado dicho medio acuoso en la citada primera zona de reacción, sobre un atomizador de disco centrífugo rotativo en dicha zona, para producir una pulverización de gotas finas que entran en contacto íntimamente con el gas de chimenea.

15 11.- Procedimiento según la reivindicación 10, caracterizado porque el medio acuoso contiene un absorbente alcalino de sodio en una cantidad tal que proporciona de 90 a 120% de dicha cantidad estequiométrica y contiene entre 2 y 30% en peso de cenizas de sosa o entre 5 y 50% en peso de trona en bruto.

20 12.- Procedimiento según la reivindicación 10, caracterizado porque el medio acuoso contiene entre 5 y 30% en peso de cal apagada como absorbente alcalino de calcio, para proporcionar de 100 a 200% de dicha cantidad estequiométrica.

25 13.- Procedimiento para separar óxido de azufre e impurezas particuladas de un gas residual caliente, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria e ilustrado en los dibujos adjuntos.

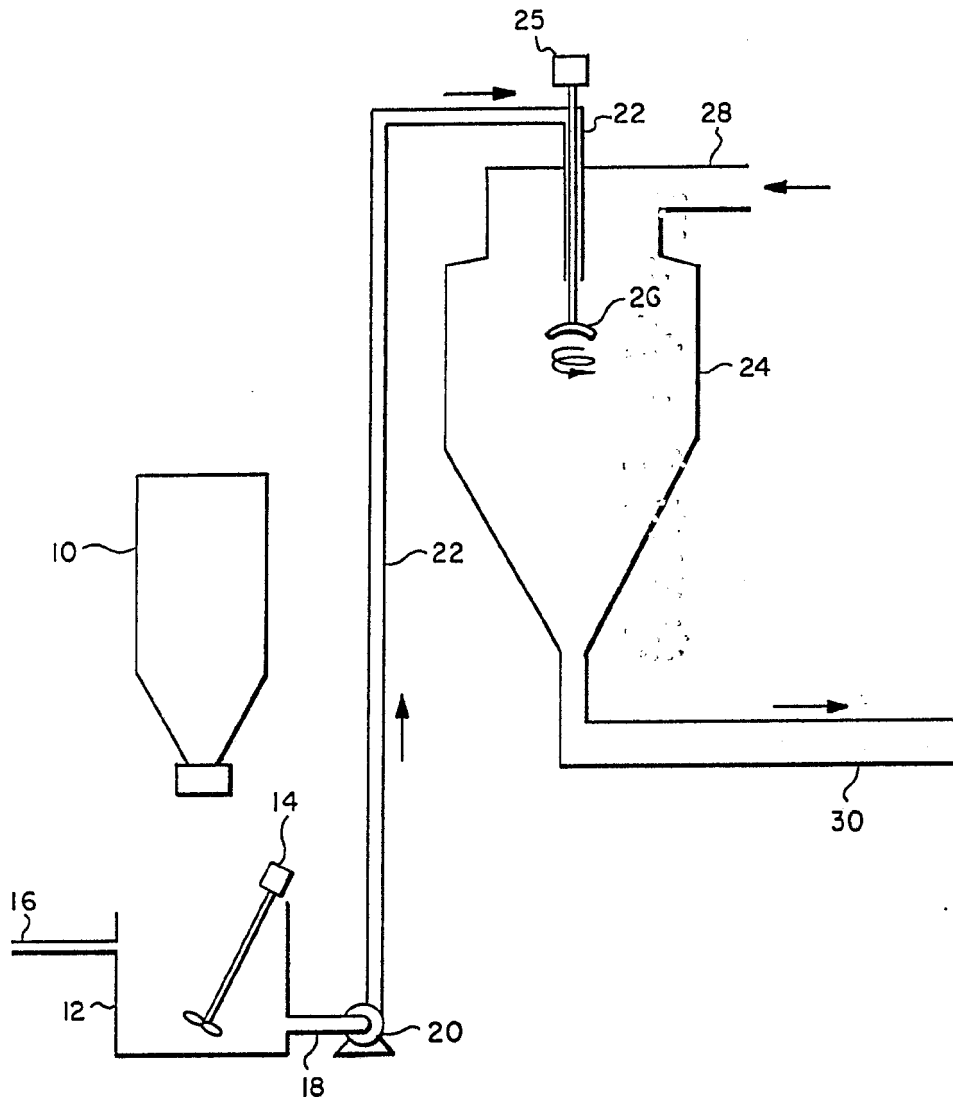
Esta Memoria consta de 38 hojas escritas a máquina por una sola cara.

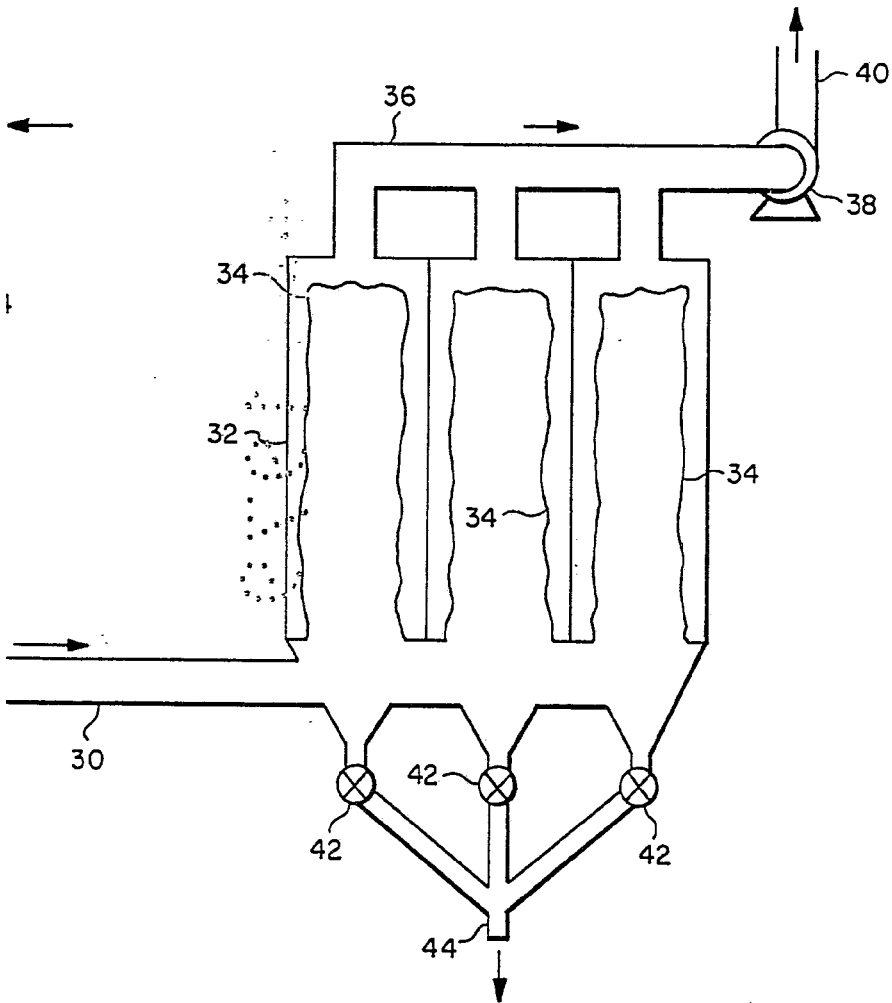
13 SET. 1979

Madrid,

ROCKWELL INTERNATIONAL CORPORATION
WHEELABRATOR-FRYE INC.


I. M. GOMEZ ACEBO Y PARRA
c.p. Firmador Alejandro C. M. López





ESCALA
VARIABLE

Madrid - 5 FEB. 1979

M. J. GARCÍA ACEDO Y TORRES
Esp. Esp. Firmado/Alejandro Calle de la...