

30 MAR



365621

SECCION TECNICA
CLASIFICACION P.C.
CLASE <u>B.</u> <u>01</u>
SUBCLASE <u>D</u>

PATENTE DE INVENCION

Ref: Your Docket: 422 - 119

Memoria Descriptiva

sobre:

PROCEDIMIENTO PARA LA SEPARACION DE DIOXIDO
DE AZUFRE DE UN GAS QUE LO CONTIENE

Solicitante: WELLMAN-LORD, INC., entidad norteamericana, residente en New Mulberry Highway, Lakeland, Florida, 33803, EE.UU. de A.

Este invento se refiere a la recuperacion de dióxido de azufre a partir de gases que contienen dicho producto utilizando una solución acuosa de sulfato de sodio, litio o de berilio.

5. Según una práctica existente, puede recuperarse



- se dióxido de azufre a partir de gases que contienen grandes concentraciones del mismo, por ejemplo de 5 a 20 por ciento en peso de dióxido de azufre, enfriando y depurando el gas con agua, la cual disuelve el dióxido de azufre y calentando a continuación la solución resultante con el fin de extraer el referido producto. Los gases que contienen tales cantidades de dióxido de azufre pueden producirse, por ejemplo, quemando con aire azufre o minerales metalíferos que contengan azufre. Este procedimiento, sin embargo, requiere grandes cantidades de agua y combustible y resulta por consiguiente costoso toda vez que la solubilidad del dióxido de azufre en agua no es muy elevada y depende del porcentaje de dióxido de azufre en los gases y la temperatura del agua usada por absorción. Por lo tanto, este procedimiento resulta por lo general inapropiado para ser utilizado con gases que contengan pequeñas concentraciones de dióxido de azufre.
- No obstante, el dióxido de azufre se encuentra en cantidades significativas como constituyente de muchos gases de desecho tales como gases de fundición, gases procedentes de instalaciones químicas, y gases de pira u horno procedentes de hornos de incineración de carbón tales como los que se usan en instalaciones de energía eléctrica, si bien su concentración en dichos gases es generalmente del orden de aproximadamente 0,001 a menos de aproximadamente 5 moles por ciento y con frecuencia es menor de aproximadamente 0,5 moles por ciento (alrededor de 1 por ciento en peso). Por ejemplo, una instalación de energía eléctrica moderna de 1,350.000 kw. de capacidad quemará aproximadamente 15.000 toneladas de carbón al día. Mucho carbón contiene aproxima-



- damente 3,5 % en peso de azufre, o incluso más. La emisión de dióxido de azufre a partir de una instalación de este tamaño utilizando tal carbón ascenderá entonces aproximadamente a 1.000 toneladas por día, aun cuando la concentración de dióxido de azufre en los gases de incineración puede ser muy baja, por ejemplo del orden de 0,2 a 3 moles por ciento, según el contenido de azufre del carbón.
5. Este invento facilita la recuperación del dióxido de azufre presente en pequeñas así como en grandes concentraciones en gases y efectúa por ende una notable reducción en la contaminación del aire por el dióxido de azufre, si bien no se limita a tal extremo. Pueden extraerse de tales gases importantes cantidades, por ejemplo superiores aproximadamente a un 75 por ciento en peso, de dióxido de azufre.
10. Aun cuando el presente invento será descrito con referencia al uso de sulfito sódico, se prevén asimismo el uso de sulfito de litio para formar bisulfito de litio y el uso de sulfito de berilio para formar bisulfito de berilio. De acuerdo con este invento, se hace reaccionar dióxido de azufre contenido en el gas de desecho con sulfito sódico en solución acuosa para formar una solución acuosa de sulfito sódico y bisulfito sódico y reducir sustancialmente el contenido de dióxido de azufre del gas, por ejemplo a menos de aproximadamente 0,02 moles por ciento en un gas de incineración que contenga más de aproximadamente 0,2 moles por ciento. El sulfito sódico se separa, por ejemplo se cristaliza, y puede recuperarse, y la solución de bisulfito sódico se caldea para producir sulfito sódico y dióxido de azufre. Se extrae el dióxido de azufre y puede bien enfriarse y comprimirse para proporcionar un producto líquido o enviarse como
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.

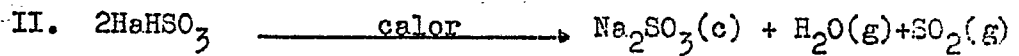
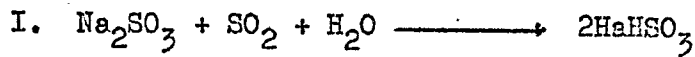
365621

19 JU



- 4 -

gas a una instalación de ácido sulfúrico. El sulfito sódico puede ser reciclado a la zona de reacción en la cual se absorbe el dióxido de azufre adicional. Las reacciones utilizadas en este invento comprende:



5. Para dar curso a la reacción I, debe mantenerse la temperatura por encima de aquella a la cual el dióxido de azufre es absorbido por reacción con la solución acuosa de sulfito sódico, y por debajo de la temperatura a la cual se descompone el bisulfito sódico o procede la reacción II, por ejemplo por debajo de los 110°C en condiciones de presión ambiente. En general, cuanto más fría la solución de sulfito sódico, más fácilmente puede ser absorbido el dióxido de azufre por la solución y reaccionar con sulfito sódico. Con gases de incineración, no obstante, la temperatura de la solución
10. estará generalmente por encima de aproximadamente 32,2°C o 37,8°C aunque resultan apropiadas las temperaturas ambiente. Con preferencia, la temperatura se mantiene por debajo de aproximadamente 87,8°C, por ejemplo a aproximadamente 48,90 a 82,2° o 85,0° C, ya que por encima de estos límites de temperatura la reacción I comienza a retardarse a un punto en el cual el dióxido de azufre no será fácilmente absorbido en solución ya que la presión parcial del dióxido de azufre se hace demasiado elevada.

25. La solución resultante de una reacción de una solución acuosa de sulfito sódico y un gas de incineración inde-



rentemente contiene muchos ingredientes, por ejemplo los si-
guientes:

	<u>Límites porcentaje en peso</u>	
	<u>Generalmente</u>	<u>Usualmente</u>
Sulfato sódico	0 a 10	1 a 8
Bisulfito sódico	5 a 35	10 a 30
Sulfito sódico	10 a 28	15 a 25
Agua	resto	resto

- El dióxido de azufre se halla presente en forma quí-
micamente combinada, por ejemplo como bisulfito sódico, que
5. puede considerarse un precursor de dióxido de azufre en la
solución y se halla presente o en contacto con SO₂-materia-
les reductores de presión parcial por ejemplo, sales metáli-
cas, como sales metálicas alcalinas, generalmente las sales
de sodio tales como sulfito sódico no reaccionado y sulfato
10. sódico, producidas por reacción entre trióxido de azufre y
sulfito sódico. La pureza del bisulfito sódico en contacto
con los SO₂-materiales reductores de presión parcial es ge-
neralmente inferior aproximadamente a 50 % en peso sobre una
base seca.
15. Según una característica ventajosa del presente inven-
to, se separan suficientes cantidades de SO₂-materiales re-
ductores de presión parcial del bisulfito sódico para aumen-
tar la presión parcial del dióxido de azufre en el bisulfito
sódico. La separación de los materiales reductores de presión
20. parcial-SO₂ puede efectuarse por cualquier procedimiento apro-
piado, por ejemplo extrayendo selectivamente el bisulfito só-
dico de la solución o extrayendo cualquiera de los materiales
reductores de presión parcial-SO₂ a partir de la solución.
La separación se lleva a cabo con preferencia cristalizando



el sulfito sódico fuera de la solución y tratando además (por ejemplo, simultáneamente, según se muestra en la figura 1) la solución de bisulfito sódico de acuerdo con el invento según se describe a continuación.

5. La liberación de dióxido de azufre a partir de un precursor tal como bisulfito sódico depende de su presión parcial en determinadas condiciones, por ejemplo cuando en asociación con o sin otros materiales que incluyen sales tales como sulfato sódico que se hallan generalmente presentes en la solución resultante producida por reacción del.
10. gas de incineración que contiene dióxido de azufre con la solución acuosa de sulfito sódico. La presión parcial del dióxido de azufre en su precursor en presencia de otros materiales, como por ejemplo sales de sodio, en el producto de reacción en solución en su punto de ebullición en condiciones de presión normales es tan baja que no puede liberarse de una manera factible. En contraste con esto, su presión
15. parcial cuando el bisulfito sódico es en forma relativamente pura, por ejemplo una pureza mayor de aproximadamente 85 por ciento en peso sobre una base seca, es relativamente alta. Se aumenta la pureza del bisulfito sódico de acuerdo con
20. el presente invento generalmente más de aproximadamente 65 por ciento en peso, con preferencia más de aproximadamente 85 por ciento en peso.

25. La solución de bisulfito sódico puede purificarse ventajosamente mediante cristalización de materiales reductores de presión parcial- SO_2 , por ejemplo sulfito sódico, a partir de la solución. La cristalización del sulfito sódico puede efectuarse utilizando procedimientos de cristalización apropiados, por ejemplo supersaturando la solución mediante caldeo en un vacío o ventajosamente enfriando la solución acuosa
- 30.



5. sulfito-bisulfito sódico a una temperatura en la cual cristaliza una parte importante del sulfito, por ejemplo por debajo de aproximadamente $37,8^{\circ}\text{C}$ o $43,3^{\circ}\text{C}$ en un cristizador a vacío y por debajo de aproximadamente 143°C en un evaporador de efecto triple.

10. Puede separarse el sulfito sódico cristalizado por ejemplo mediante técnicas de separación tales como centrifugación o filtración, y se caldea la solución de bisulfito sódico restante a la temperatura de descomposición respectiva y en condiciones de presión ambiente, siendo estas temperaturas generalmente mayores de aproximadamente $93,3^{\circ}\text{C}$ y suficientes para descomponer el bisulfito sódico, por ejemplo superiores a los 110°C aproximadamente y hasta aproximadamente 316°C , pero con preferencia por debajo de temperaturas a las cuales se forman cantidades importantes de sulfato sódico, por ejemplo 204°C , y preferentemente por debajo de aproximadamente 149°C , para liberar dióxido de azufre y convertir el bisulfito sódico a sulfito sódico que resulta idóneo para nuevo uso. Los cristales de sulfito sódico producidos

15. pueden disolverse de nuevo en agua o la solución resultante de la separación de dióxido de azufre a partir de la solución de bisulfito sódico y reciclarse a la zona de reacción.

20.

De acuerdo con una forma ventajosa de realización de este invento, la solución de bisulfito sódico a partir de la cual han sido separados los cristales de sulfito sódico puede calentarse para descomponer bisulfito sódico y producir dióxido de azufre aunque puede recuperarse primero el bisulfito sódico a partir de la solución en forma cristaliza antes del caldeo para producir el dióxido de azufre. Así pues

25. el bisulfito sódico puede ventajosamente calentarse en pre-

30.



- sencia de agua para activar su descomposición y producir dióxido de azufre a temperaturas relativamente bajas. El agua empleada puede ser ventajosamente agua residual del líquido madre o bien ser agua agregada; puede ser en cualquier forma apropiada, por ejemplo forma líquida o de vapor; y se usa en cantidad suficiente para activar la descomposición del bisulfito sódico para producir dióxido de azufre. Estas cantidades son al menos aproximadamente de 0,01 por ciento en peso, generalmente de 1 a 99 por ciento en peso y preferentemente de aproximadamente 20 a 75 por ciento en peso basado en el bisulfito sódico y agua.
- 5.
- 10.
- El bisulfito sódico en presencia de o en contacto con agua se caldea a temperatura suficientes para producir dióxido de azufre y temperaturas generalmente de aproximadamente 37,8 a 107,2^oC, con preferencia de aproximadamente 65,6 a 107,2^oC pueden usarse en condiciones de presión ambiente.
- 15.
- La descomposición del bisulfito sódico en contacto con agua puede llevarse a cabo a presiones ambientes o superatmosféricas, por ejemplo de aproximadamente 0 a 10,5 kg/cm², generalmente de aproximadamente 1,0 a 5,6 kg/cm², si bien pueden emplearse ventajosamente temperaturas ambiente. En una modificación de este aspecto del presente invento, pueden emplearse presiones superatmosféricas cuando el bisulfito sódico se encuentra en solución acuosa para aumentar la concentración de la solución a temperaturas más elevadas, por ejemplo superiores aproximadamente a 110^oC y hasta aproximadamente 200,7^oC con un consiguiente aumento en la presión parcial de dióxido de azufre en el bisulfito sódico y un realce de la producción de dióxido de azufre. Generalmente el agua empleada en este aspecto es de aproximadamente 5 a 65 por
- 20.
- 25.
- 30.



365621

ciento en peso.

5. Dado que existe generalmente una pequeña cantidad de trióxido de azufre en los gases de desecho que contienen dióxido de azufre, se forma una pequeña cantidad de sulfato sódico que es periódicamente eliminada. Por otra parte, puede hacerse reaccionar el oxígeno presente en los gases de desecho con el sulfito sódico para producir sulfato sódico adicional de modo que puede resultar deseable añadir un inhibidor de oxidación, por ejemplo agentes orgánicos tales como hidroquinona, etc., a la solución de sulfito sódico.

10. De acuerdo con el presente invento, por consiguiente, una solución acuosa de sulfito sódico es alimentada a una zona de reacción a través de la cual se hace pasar un gas que contiene dióxido de azufre. Esta solución se realiza con bisulfito sódico en la zona de reacción, y se extrae de esta zona se cristaliza sulfito sódico a partir del mismo, y en una zona de descomposición. La verdadera extracción de SO_2 del bisulfito y su conversión al sulfito se realiza calentando la solución de bisulfito, por ejemplo bisulfito sódico, por encima del punto de ebullición del agua en la solución y la temperatura de descomposición para eliminar importantes cantidades de agua y la mayor parte del SO_2 .

15. El presente invento se comprenderá con mayor detalle a partir de la siguiente descripción detallada del mismo al ser considerada juntamente con los planos anexos, en los cuales:

20. la fig. 1 es un esquema de fases del sistema para la recuperación de SO_2 de acuerdo con este invento;

25. La fig. 2 ilustra en detalle un reactor apropiado para ser usado con la reacción I; y

30.



la fig. 3 es una vista esquemática de otro reactor.

- Refiriéndonos ahora a la fig. 1, se introduce en el reactor 10, a través de la línea 12, una corriente de gas que contiene SO_2 , por ejemplo gas de chimenea procedente de una estación generadora a una temperatura aproximada de 149°C , y que contiene aproximadamente 0,3 moles por ciento de SO_2 . El SO_2 es absorbido a una temperatura aproximada de 52°C a partir del gas de chimenea en el reactor 10 mediante reacción con una solución de sulfito acuosa a una temperatura de aproximadamente 38°C , que contiene 72 por ciento en peso de agua y 28 % en peso de sólidos de los cuales aproximadamente 60 % en peso es Na_2SO_3 y aproximadamente 40 % en peso es NaHSO_3 , que se introduce en el reactor 10 a través de la línea 16. Se produce una solución acuosa de bisulfito sódico con una temperatura de $65,6^\circ\text{C}$ y que contiene 70 % en peso de agua y 30 % en peso de sólidos de los cuales aproximadamente 40 % en peso es Na_2SO_3 y aproximadamente 60 % en peso es NaHSO_3 . Se extrae la solución de bisulfito del reactor 10 a través de la línea 18 y el gas separado, a una temperatura aproximada de $65,6^\circ\text{C}$, se descarga a través de la línea 14. El gas de chimenea en la línea 12 puede hacerse pasar en relación de trueque térmico a contracorriente con el gas separado en el trocador térmico 20.

- El reactor 10 es, por ejemplo, una columna diseñada para contacto íntimo de gas fluyente a contracorriente y corrientes líquidas tal como una torre atestada o una torre de placas que contenga ^{placas de} borboteo o placas tamiz 102 tal como se muestra en la fig. 2. La torre 100 de la figura 2 posee cinco placas tamiz 102a a e si bien, por supuesto, puede usarse cualquier número deseado. Se introduce el gas de chi



- menea en el interior de la torre 100 a través de la línea 106 a partir de la línea de escape 104 y se hace pasar hacia arriba a través de las placas 102 a contracorriente con respecto a la solución acuosa de sulfito sódico que fluye en
5. sentido descendente. El gas separado es descargado desde el punto deseado en la torre 100 a través de las líneas 108a, b, c, d, y/o e e introducido nuevamente en la línea 104 a través de la línea 112 mediante el insuflador 110. La línea 104 puede ser por ejemplo una línea de alimentación para
10. una pila de incineración. El medidor 114 en la línea 106 puede usarse para regular la introducción del gas de chime-nea a través de la línea 106, si se desea, para asegurar la extracción completa de SO_2 . La torre 100 está forrada y ais-lada. El vapor puede introducirse en el interior de la cami-sa a través de la línea 118 para ayudar a controlar la tem-peratura de la solución en la torre.
- 15.

- La solución en la zona de reacción, o sea en el reac-tor 10, se mantiene generalmente a una temperatura suficien-te para efectuar la reacción I citada e insuficiente para
20. descomponer el bisulfito sódico producido en el mismo según la reacción II, es decir, por debajo de aproximadamente 110°C . Temperaturas de aproximadamente 38°C a aproximadamente 82°C , o 88°C resultan adecuadas para la zona de reacción ya que por encima de este nivel se reduce el grado de reacción I y el
25. dióxido de azufre no se convierte fácilmente en solución. Además, dado que se hace pasar hacia arriba el gas de escape a contracorriente con respecto a la solución acuosa de sulfi-to sódico, es deseable mantener la temperatura de los gases suficientemente elevada para que puedan elevarse en la zona
30. de reacción, por ejemplo aproximadamente 85°C .



365621

- El producto de la zona de reacción es con preferencia una solución acuosa saturada de bisulfito sódico, y, por consiguiente, la concentración de la solución se mantiene deseablemente justamente por debajo de la saturación mediante la adición de suficiente agua para evitar la precipitación del sulfito sódico. La cantidad de sólidos en la solución de bisulfito acuoso variará según la temperatura pero aproximadamente a 65,6°C existirán generalmente entre
5. aproximadamente 25 y 35 % en peso de sólidos en la solución
10. de los cuales aproximadamente 50 a 70 por ciento es bisulfito sódico y 30 a 50 por ciento es sulfito sódico. La solución de sulfito sódico introducida en la zona de reacción es con preferencia una corriente de reciclado y generalmente contiene 20 a 35 % en peso aproximadamente de sólidos generalmente de los cuales aproximadamente mas de un 50 %, y
15. con preferencia más de un 55 %, es sulfito sódico y el resto esencialmente bisulfito sódico. Esta corriente de reciclado es con preferencia una solución casi saturada de sulfito sódico y se regula la temperatura para evitar alterar
20. los requerimientos del reactor 10. La temperatura de la corriente de reciclado es típicamente alrededor de 32 a 52°C.
- La solución acuosa de bisulfito sódico retirada del reactor 10 a través de la línea 18 es conducida a la zona de desorción para eliminar el agua, cristalizar sulfito sódico, y retirar una porción del SO₂. La zona de desorción
25. puede ser por ejemplo un evaporador de triple efecto con efectos V-1, V-2 y V-3, según se representa, cuyas temperaturas son controladas respectivamente por intercambiadores de calor 26, 28 y 30. La temperatura y tiempo de residencia
30. de la solución de bisulfito en la zona de desorción se con



365621

- troclan para hervir el agua fuera de la solución y descomponer parcialmente el bisulfito, por ejemplo entre aproximadamente 100°C y por debajo de la temperatura de descomposición del bisulfito sódico, en particular aproximadamente
5. 110°C a 149°C en condiciones superatmosféricas, por ejemplo a presiones generalmente desde aproximadamente $0,35$ a $3,5$ kg/cm^2 o más. La solución sulfito-bisulfito en la línea 18 se introduce en el efecto V-1 y pasa a través del intercambiador de calor 26 al separador 27 a una temperatura de
 10. 138°C y una presión de $2,8$ kg/cm^2 , en el cual se separan el vapor de agua y cualquier SO_2 producido por la descomposición del bisulfito incorporado a partir de la solución sulfito-saturada. Los vapores se extraen del separador 27 a través de la línea 32 al intercambiador de calor 28 y se re
 15. tira la solución saturada a través de la línea 27' al filtro de vapor giratorio 70 en el cual se separan los cristales de sulfito sódico, se llevan por el conducto 72 al disolvidor 74 y se disuelven en una solución de sulfito sódico. La solución es reciclada según se indica. El
 20. filtrado procedente del filtro 70, rico en bisulfito, se pasa a continuación por la línea 76 a través del intercambiador de calor 28 de efecto V-2 al separador 29 a una temperatura de 124°C y una presión de $1,4$ kg/cm^2 . El vapor cargado de dióxido de azufre procedente del intercambiador de calor
 25. 28 es conducido por la línea 78 al tambor de picado 80 en el cual se extrae el dióxido de azufre a través de la línea 82, se conduce el vapor de agua condensado resultante por la línea 84, al tanque disolvedor 74, se disuelve el sulfito sódico cristalizado, y la solución resultante es conducida
 30. por la línea 86 a la línea de reciclado 56.

365⁻¹⁴⁻621



- Los vapores son conducidos desde el separador 29 al intercambiador de calor 30 a través de la línea 34. La solución procedente del efecto V-2 pasa del separador 29 a través de la línea 29' al filtro de vapor giratorio 90 en
5. el cual se separan los cristales de sulfito sódico, se conducen por el conducto 92 al disolvedor 94 y se disuelven en la solución. El filtrado procedente del filtro 90 es conducido por la línea 96 al trocador térmico 30, en el cual se calienta. El vapor cargado de dióxido de azufre es conducido
10. al tambor de picado 98 en el cual se extrae el dióxido de azufre por la línea 50, se conduce el condensado resultante por la línea 52 al tanque disolvedor 94, se disuelve el sulfito sódico cristalizado, y se conduce la solución resultante por la línea 54 a la línea de reciclado 56.
15. La solución caldeada es conducida desde el intercambiador de calor 30 al separador 31 de efecto V-3 a una temperatura de 113°C y una presión de $0,7 \text{ kg/cm}^2$. Se conduce la solución saturada al filtro de vacío giratorio 5 por la línea 31' en el cual se separan los cristales de sulfito sódico, se conducen por el conducto 6 al disolvedor 68 y se disuelven en la solución. El filtrado procedente del filtro 5,
20. una solución sulfito-bisulfito, es conducido por la línea 7 a la línea de reciclado 56. Se extraen los vapores del separador 31 a través de la línea 36 y se llevan al condensador
25. 60, se conduce el vapor cargado de dióxido de azufre al tambor de picado 62 en el cual se extrae el dióxido de azufre por la línea 64 y se combina en la línea 66 con el dióxido de azufre procedente de las líneas 50 y 82. La solución resultante es conducida por la línea 3 al tanque disolvedor
30. 68, disuelve cristales de sulfito sódico, y se lleva la so-



- lución resultante por la línea 2 a la línea de reciclado 56. Los vapores extraídos de los efectos V-1 y V-2 a través, respectivamente, de las líneas 32 y 34, se usan convenientemente para proporcionar calor para los trocadores térmicos 28 y 30 de efectos V-2 y V-3. La cantidad de agua extraída en los efectos es la suficiente para proporcionar una solución saturada de sulfito sódico. Si se desea, puede usarse el primer efecto V-1 para extraer el agua produciéndose la descomposición principalmente en los últimos efectos mediante control de la temperatura en los mismos. Por ejemplo, la temperatura del efecto V-1 puede mantenerse por encima del punto de ebullición del agua en la solución y por debajo de la temperatura de descomposición, o sea 110°C y los efectos V-2 y V-3 pueden mantenerse por encima de la temperatura de descomposición.

- El primer efecto V-1 se hace funcionar generalmente a una presión elevada y a una temperatura suficiente para evaporar el agua y descomponer algo de bisulfito sódico, por ejemplo hasta aproximadamente $10,5 \text{ kg/cm}^2$ y 316°C , pero con preferencia temperaturas inferiores a las cuales se forman importantes cantidades de sulfato sódico, por ejemplo 204°C y por debajo de presiones de aproximadamente $7,0 \text{ kg/cm}^2$. Típicamente, el primer separador de efecto funciona a una temperatura aproximada de 121°C a 177°C y una presión aproximada de $2,1$ a $4,9 \text{ kg/cm}^2$, para producir ventajosamente dióxido de azufre con mínimos requerimientos de vapor. Cada efecto posterior puede hacerse funcionar a una presión aproximada de $1,4 \text{ kg/cm}^2$ menos que el efecto anterior y a temperaturas de descomposición correspondientes.

- El SO_2 producido en los efectos V-1, V-2 y V-3 y con



365¹⁶621

binado en la línea 66 es pasado a través del alambique de desecación 40 para separar SO_2 y agua; extrayéndose el SO_2 en conjunto a través de la línea 42 y el agua por el fondo a través de la línea 44 al tanque disolvedor 68. El SO_2 en la línea 42 es enfriado en el trocador térmico 43 y el SO_2 líquido es reciclado al alambique 40 a través de la línea 45. El producto SO_2 es extraído a través de la línea 46.

La solución extraída de la zona de desorcpción tras separación de SO_2 y vapor de agua, o sea la solución extraída a partir del separador 31 a través de la línea 31' es una solución acuosa de bisulfito sódico y sulfito sódico. Según se menciona anteriormente, la temperatura de la zona de desorcpción es regulada con preferencia para descomponer bisulfito sódico en cantidad suficiente para recuperar aproximadamente 50-70 %, en particular 60 %, del SO_2 de la solución de bisulfito en la línea 18. La solución de reciclado es reciclada al reactor 10 a través de la línea 56 y trocador térmico 58 e introducida en el reactor 10 a través de la línea 16. Si se desea, puede introducirse agua de composición, sulfito sódico, etc. en el tanque 68.

EJEMPLO 1

El siguiente ejemplo, con referencia a la descripción que antecede, ilustra con mayor detalle el invento. Un gas de escape procedente de hornos de incineración de carbón usados en una central eléctrica es depurado en una torre de absorción o reactor 10 con una pasta acuosa de sulfito sódico que contiene inicialmente aproximadamente 25 % en peso de sólidos que incluyen aproximadamente 60 % de sulfito sódico, siendo el resto esencialmente bisulfito sódico. La temperatura de la solución extraída del reactor 10 es aproxi

36¹⁷-621



- medamente de 65,6°C. La composición típica del gas de escape en mol por ciento es: dióxido de azufre, 0,3; oxígeno, 3,4; dióxido de carbono, 14,2; nitrógeno, 76,1; agua, 6,0; y trióxido de azufre, 0,0003. Contiene asimismo aproximadamente 97,2 miligramos de ceniza por cada 0,028 metros cúbicos. Con un tiempo de residencia de aproximadamente 8 a 12 segundos por placa se extrae aproximadamente 85 % del SO₂ a partir del gas de escape. La solución extraída de la torre 10 contiene aproximadamente 30 por ciento en peso de sólidos de los cuales aproximadamente 60 % es bisulfito sódico. Esta solución se caldea aproximadamente a 124°C en un evaporador de triple efecto durante un tiempo de residencia suficiente para descomponer aproximadamente 60 % del bisulfito sódico y a continuación se hace pasar la solución a un tanque de retención. Se recoge el SO₂ desprendido en el evaporador. La solución acuosa de sulfito sódico producida en el tanque de retención es reciclada a la torre de absorción.

- En un aspecto preferido del presente invento, el presente sistema es ventajosamente integrado con un sistema de reacción que comprende una zona de pre-depuración para extraer sólidos particulados, por ejemplo ceniza, y solubles en líquido, por ejemplo SO₃, componentes en los gases de desecho, una zona de absorción o reacción para extraer SO₂; y una zona de arrastre de humedad o transferencia. Un sistema de reacción de este tipo se describe en una solicitud (Nº) depositada juntamente con la presente a nombre de Jack D. Terrana, Leo A. Miller y William D. Willis. Una ilustración del presente invento integrado con este sistema se efectúa con referencia a las figs. 1 y 3 de los planos.



365621

- Refiriéndonos ahora a las figs. 1 y 3, una corriente de gas que contiene dióxido de azufre, por ejemplo gases de escape procedentes de una estación generadora o gas de desecho procedente de una planta industrial, por ejemplo una fábrica de ácido sulfúrico o de aluminio, se introduce en el
5. reactor 10, que posee un diámetro interior de 762 milímetros, construido de acero inoxidable tipo 304 y con cualquier forro de material resistente a la corrosión 9 que sea resistente contra el ácido sulfúrico débil, por ejemplo ferros de plomo o resina sintética apropiada. El gas pasa a través de
10. la línea 12, que presenta un diámetro interno de 304 milímetros. El reactor es de un largo de 6,3 metros a partir de la línea B-B. Las cantidades y grados facilitados a través de esta memoria se basan en un reactor que posea estas dimensiones para diámetro interno, o sea 762 milímetros o un área de sección transversal de aproximadamente 0,441 metros cuadrados, y distancias entre componentes colocados en posición en el reactor.
- 15.

- Será evidente para los expertos en el ramo que las cantidades y proporciones de los gases y líquidos utilizados variarán según el tamaño del reactor utilizado y las distancias entre componentes empleados en el reactor, si bien puede hacerse referencia a éstos como equivalentes dentro de los límites del invento.
- 20.

- La concentración de dióxido de azufre en tales gases es generalmente del orden de 0,001 a menos de aproximadamente 5 moles por ciento. Los gases de desecho pueden también incluir SO_3 , aunque la concentración de SO_3 variará según la fuente de suministro de los gases e incluso temperaturas de incineración usadas en el tratamiento, entre otros facto-
- 25.
- 30.



- res. Por lo regular no será superior de aproximadamente 0,01 moles por ciento del gas, estando normalmente comprendida en los límites de aproximadamente 0,0001 a 0,01 moles por ciento, por lo general la mayoría, por ejemplo más de
5. aproximadamente 70 por ciento, del SO_3 en el gas se halla presente como SO_3 adsorbido en la superficie de sólidos particulados. Una característica ventajosa particular proporcionada por el pre-depurador reside en su capacidad para extraer cantidades mínimas, por ejemplo de aproximadamente
10. 0,00001 a menos de aproximadamente 0,005 moles por ciento, de componentes solubles líquidos en la corriente de gas; siendo esto particularmente útil cuando el gas es tratado preliminarmente por pre-escalpado según se describe a continuación y las cantidades residuales de SO_3 en el gas susceptible de tratamiento en el pre-depurador son mínimas.
15. La corriente de gases en la línea 12 se halla generalmente a una temperatura de hasta aproximadamente 427°C a menudo aproximadamente $65,6$ a 316°C . Por ejemplo, las corrientes de gas apropiadas para uso en este procedimiento
20. incluyen gases de escape procedentes de estaciones generadoras que queman carbón o aceite los cuales típicamente poseen una temperatura comprendida en los límites de 121° o 149° a 182° o 204°C , gases que emanan de plantas de ácido sulfúrico que típicamente tienen una temperatura comprendida en los
25. límites de $65,6$ a $93,3^\circ\text{C}$ y gases procedentes de fundiciones que poseen una temperatura de hasta aproximadamente 427°C . Sin embargo, a temperaturas superiores a los 204°C , puede ser deseable enfriar el gas a una temperatura de aproximadamente 107°C a 149°C , por ejemplo mediante enfriamiento por
30. aire ambiente, para evitar afectar deletéreamente al reactor,



revestimiento respectivo u operación de pre-depuración. Si los gases se hallan aproximadamente por debajo de aproximadamente $65,6^{\circ}\text{C}$ puede ser deseable calentar el gas en la línea 12 para ayudar a extraer el agua de la solución en el reactor 10. Los gases de escape tendrán generalmente una humedad relativa de hasta aproximadamente 10 por ciento, de ordinario de aproximadamente 1 a 7 por ciento.

El dióxido de azufre es absorbido a partir de la corriente de gas en la zona 30 del reactor 10 por absorción a través de reacción con una solución acuosa de sulfito sódico para producir una solución acuosa de bisulfito sódico, y los gases desprendidos son emitidos a través de la pila de incineración 14.

Los gases, por ejemplo gases de escape en esta ilustración, introducidos a través de la línea 12 pasan por debajo del sombrerete 13 que se halla dispuesto por encima de la abertura de entrada de la línea 12 al interior del reactor 10 y que se extiende en éste una distancia suficiente para prevenir que el agua o solución pase enfrente del orificio de entrada de la línea 12. Evita ventajosamente la oclusión de la línea 12 por componentes tales como ceniza recuperados del gas en la zona 20. El sombrerete 13 se extiende hacia arriba en un ligero ángulo haciendo que el líquido discorra de nuevo a la pared del reactor 10 y en torno a la abertura de entrada de la línea 12 que se halla al mismo nivel que la pared del reactor 10. El ángulo del sombrerete 13 es generalmente de aproximadamente 5 a 60 grados, con preferencia aproximadamente 10 a 45 grados, y el sombrerete 13 posee un diámetro al menos igual al diámetro de la abertura de entrada de la línea 12, por ejemplo un diámetro



365621

- interno de 304,7 milímetros. La parte de mayor proyección vertical del sombrerete en la zona 20 se halla localizada a una distancia suficientemente alejada de la tobera 25 para evitar la destrucción del modelo de pulverización pero lo bastante cerca para evitar una excesiva vaporización del vaho procedente de la pulverización y pequeñas gotas que caen fuera del foco de emisión y esta distancia es generalmente de aproximadamente 127 a 1778 milímetros, preferentemente de aproximadamente 254 a 762 milímetros, por ejemplo 381 milímetros, en las disposiciones aquí descritas. Cualquier líquido que descienda por la pared del reactor 10 o golpee la superficie superior del sombrerete 13 es dirigido por tanto lejos de la abertura de entrada y a la pared del reactor 10 sin pasar directamente enfrente de dicha abertura.

- El reactor 10, aunque ventajosamente representado como una sola vasija, incluye tres zonas que, si se desea, pueden constituir unidades por separado. Estas zonas son una zona de pre-depuración 20, una zona de absorción o reacción 30, y una zona de arrastre de humedad o transferencia 40.

- Los gases de desecho que ^{primero} penetran en el reactor 10 pasan primero a través de la zona de pre-depuración 20 donde componentes sólidos particulados, por ejemplo ceniza, y componentes solubles en agua, por ejemplo SO_3 , hidrocarburos incluidos metano, etano, propano, etc. en el gas son selectivamente extraídos del gas que contiene SO_2 , extrayéndose a su vez selectivamente el SO_2 del gas en la zona 30. Como quiera que una mayoría del SO_3 en el gas es generalmente absorbido en la superficie de los sólidos contenidos



365621

en el gas, se retira por lo común tras la extracción de las partículas sólidas. Los sólidos, por ejemplo polvo, en los gases son por lo general materiales no reaccionados, por ejemplo ceniza producida por la instalación química, o componentes no combustibles del combustible.

5.

La composición química de la ceniza varía, por supuesto, a tenor del combustible particular que se quema, pero de ordinario se compone hasta un límite considerable de sílice, alúmina y hierro, con otros óxidos metálicos tales como óxidos de manganeso y vanadio, frecuentemente presentes en menores cantidades. Otros sólidos particulados suspendidos

10.

que pueden hallarse presentes en los gases de desecho incluyen, por ejemplo, esferas de carbón huecas particuladas que se encuentran en particular en gases procedentes de quemadores de aceite y que, como la ceniza, contienen cantidades significativas de SO_3 absorbido. El tamaño de partícula de los sólidos suspendidos encontrados en los gases de desecho puede ser entre aproximadamente 0,5 a 50 micras, si bien pueden ser mucho mayores, aunque el número predominante de las partículas se extiende hasta aproximadamente 10 micras.

15.

20.

Los sólidos que descargan en los gases pueden hallarse comprendidos en los límites aproximados de 0,648 miligramos a 3,8 gramos por cada 0,028 metros cúbicos de gas, por ejemplo, y para gases de escape oscilarán por lo general de 64,8 a 648 miligramos por cada 0,028 metros cúbicos. Si la carga de sólidos del gas es muy elevada, por ejemplo que contenga por lo general más de aproximadamente 64,8, por ejemplo de aproximadamente 64,8 a 648 miligramos de sólido por cada 0,028 metros cúbicos de gas de escape de estación generadora, que de ordinario posee de aproximadamente 77,7 a

25.

30.



365621

- 259,2 miligramos de sólido por cada 0,028 metros cúbicos, y particularmente si contiene partículas de gran tamaño, por ejemplo con su dimensión mayor de aproximadamente 1,59 milímetros, puede ser deseable proceder al pre-escalpado del gas, por ejemplo en un precipitador eléctrico o separador Cyclone (no representado) antes de introducir el gas en la línea 12. Generalmente de aproximadamente 80 a 90 por ciento de los sólidos particulados pueden extraerse mediante pre-escalpado con un separador Cyclone y una mayor cantidad con un precipitador eléctrico, el cual no obstante es más costoso que el separador. Una característica ventajosa particular aportada por el pre-depurador reside en su capacidad para extraer sustancialmente incluso cantidades mínimas, por ejemplo de 0,064 hasta aproximadamente 64,8 miligramos por cada 0,028 metros cúbicos de gas, de sólidos particulados que no son eliminados por el uso de un separador o precipitador eléctrico y a menos que sean eliminados afectarían deletéreamente al sistema; por otra parte, los sólidos son eficazmente eliminados y con un mínimo coste.
5. Se introduce agua de lavado por medio de la línea 24 a la sección inferior del reactor 10 y se descarga hacia arriba en forma de una fina pulverización a través de toberas de pulverización 25 que poseen un orificio generalmente suficiente para proporcionar 0,37 litros por minuto (LPM) por 56,6 metros cúbicos por minuto (MCM) de gas y que producen pulverización en un arco generalmente de aproximadamente 10 a 125°, por ejemplo 75°, con gotas de un tamaño generalmente comprendido entre 200 y 800 micras, ventajosamente para extraer particulados de un tamaño hasta aproximadamente 60 micras. La temperatura del líquido depurador, por ejemplo,
- 10.
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.



365621

- agua, es generalmente de aproximadamente 10 a 49°C, con preferencia de aproximadamente 21 a 32°C. Situada generalmente de 101,6 a 457,2 milímetros, por ejemplo aproximadamente 228,6 milímetros, por encima de las toberas 25 se encuentra
5. una unidad señalizadora de incidencia permeable a los flúidos, por ejemplo gas o líquido, dispuesta en sentido sensiblemente horizontal, que dispone de una superficie extensiva poco continua. Se compone ventajosamente de columnas o elementos tubulares que forman un soporte de bandeja a modo de retícula 15, con preferencia formado de un metal expandido, por ejemplo acero inoxidable. Retenido por el soporte
10. 15 se encuentra el material de relleno 22 compuesto de aproximadamente tres capas de componentes de relleno no porosos dispuestos al azar, como por ejemplo anillos Raschig, juntas Intalox O berl, con preferencia de composición cerámica, presentando los componentes individuales una mayor dimensión
15. generalmente alrededor de 6,35 a 88,9 milímetros, por ejemplo 38,1 milímetros, y formando una columna de relleno generalmente de aproximadamente 38,1 a 139,7 milímetros de altura, y ventajosamente de 76,2 a 101,4 milímetros de altura,
20. pesando generalmente de aproximadamente 13,5 a 26,0 kg por cada 0,028 metros cúbicos y teniendo generalmente un espacio libre de aproximadamente 50 a 90 por ciento.
- Según se indica en el plano, las toberas de pulverización 25 se hallan colocadas en posición suficientemente
25. próxima al soporte 15 para disponer una pulverización de agua a una velocidad superficial suficiente para superar la gravedad, establecer y humectar la superficie de la unidad señalizadora, generalmente de aproximadamente 2 a 20 FPS, por ejemplo aproximadamente 5 FPS. El agua alcanza, se pone
30. en contacto y moja el soporte de columna y la capa de ma



365621

- material de relleno retenido en la misma, y cae hacia abajo en forma de grandes gotas arrastrando consigo componentes sólidos particulados y SO_3 los cuales son retirados de la corriente de gas. La pulverización de agua atrapa las partículas sólidas de mayor tamaño y las hace caer fuera de la corriente de gas en tanto disuelve parcialmente SO_3 soluble en agua en la corriente de gas y, a medida que el gas de desecho pasa a través del material de incidencia sustancialmente la totalidad, por ejemplo al menos aproximadamente 90 por ciento, de los pequeños sólidos y SO_3 que quedan en el gas y que golpean y se adhieren a las zonas humectadas del material incidente, formando gotas que aumentan hasta un punto en que superan la fuerza de gravedad y adhesión a la superficie del material y caen o son eliminadas de dicho material por el chorro de agua. Generalmente pueden extraerse del gas más de un 95 % en peso, por ejemplo más de un 99 por ciento, de los sólidos particulados. En particular es deseable la extracción de SO_3 toda vez que en este sistema produce sulfato sódico que afecta deletéreamente la recuperación de SO_2 , por ejemplo consumiendo sulfito sódico que de otro modo sería consumido por SO_2 .
- 5.
 - 10.
 - 15.
 - 20.

- Los gases de desecho que penetran en la columna a través de la línea 12 prosiguen en dirección ascendente a través del soporte 15 y el relleno 22. Con preferencia se pone el gas en contacto con el líquido conduciendo ambos concurrentemente a una unidad de incidencia permeable a los fluidos, por ejemplo gas o líquido; conduciéndose el gas a dicha unidad a una velocidad superficial suficiente en el momento de contacto con la misma para penetrar y pasar a través de ella en presencia de un líquido que es conducido a
- 25.
 - 30.



dicha unidad a una velocidad superficial suficiente en el momento de contacto con la misma para humectarla e insuficiente para penetrarla en cantidades sustanciales. Generalmente, la velocidad del gas a la unidad de incidencia es su

- 5. ficiente para que una cantidad predominante, por ejemplo al menos 60 % en volúmen y con preferencia de aproximadamente 90 a 100 % en volúmen, penetre y pase a través de dicha unidad. Generalmente, la velocidad superficial del gas en el momento de contacto con la unidad se halla comprendida en
- 10. los límites aproximados de 2 a 15 FPS y con preferencia de aproximadamente 7 a 12 FPS, por ejemplo 10 FPS.

La velocidad superficial del líquido en el momento de contacto con la unidad de incidencia es generalmente de aproximadamente 2 a 15 FPS y con preferencia de aproximada-

- 15. mente 5 a 10 FPS; por ejemplo 8 FPS. La cantidad de líquido empleada es suficiente para efectuar la transferencia de componentes sólidos particulados o solubles en líquido contenidos en el gas al líquido al establecer contacto con la unidad de incidencia y esto dependerá de la cantidad de com
- 20. ponentes sólidos particulados o solubles en líquido contenidos en el gas, generalmente la cantidad de líquido oscilará de aproximadamente 3,037 a 3,7 LPM por 56,6 MCM de gas que contenga aproximadamente 32,4 miligramos a 1,94 gramos por cada 0,028 metros cúbicos de componentes sólidos parti-
- 25. culados y suficiente para disolver los componentes solubles en líquido en el gas. La caída de presión del gas a través del relleno 22 oscilará por lo general de aproximadamente 6,35 a 12,7, por ejemplo 10,16 milímetros de agua a 56,6 MCM de gas. Además, se evitan sustanciales detenciones in-
- 30. tersticiales de líquido en el relleno.

3656217 -



- El líquido empleado puede ser cualquier líquido apropiado que sea químicamente inerte con respecto a la unidad de incidencia y que no afecte deletéreamente la transferencia de masa, en particular cuando se trata de transferencia masiva de componentes no sólidos, el líquido es preferentemente uno que también disuelva y elimine selectivamente los componentes no sólidos. Por ejemplo, puede emplearse agua para, selectiva y simultáneamente, extraer sólidos particulados y SO_3 de una corriente de gas. Los sólidos suspendidos presentes en los gases, inciden sobre, y son aprisionados, por la superficie húmeda presentada por el soporte 15 y la capa de material de relleno 22. Estos sólidos son eliminados del relleno y soporte por el agua de lavado gastada que cae hacia abajo, la cual ha sido detenida y rechazada por la unidad señalizadora de incidencia. El agua de lavado gastada, que contiene sólidos extraídos y trióxido de azufre absorbido, cae por la fuerza de gravedad por los lados en forma de embudo del fondo de recogida 17 de la columna 10 y fuera de la línea respectiva de descarga 26. Una característica importante es la colocación es posición de una superficie tal como el fondo de recogida 17 en una relación de recepción de gotas con respecto a la unidad de incidencia para recibir las gotas que caen fuera de dicha unidad y extraerlas de la zona 20 antes de que se produzca la evaporación sustancial de las gotas y por ende imposibilitar esencialmente el retorno de componentes sólidos particulados, por ejemplo ceniza, o solubles en líquido, por ejemplo SO_3 , a la unidad de incidencia por medio de los gases de entrada. Refiriéndonos a la fig. 3, la distancia entre los puntos a-a en esta ilustración es de 1,8 metros y la superficie 17
- 5.
 - 10.
 - 15.
 - 20.
 - 25.
 - 30.



- se proyecta hacia abajo en un ángulo de 60° con respecto a la abertura de salida 26. De este modo se extraen los sólidos suspendidos y el trióxido de azufre de los gases de desecho antes de que éstos se pongan en contacto con la
5. solución de absorción química. Si se desea, el agua de depuración gastada, que puede tener con frecuencia un pH aproximado de 2 a 4, según la cantidad de trióxido de azufre contenida en los gases de desecho, puede ser tratada para separación y recuperación de los sólidos, por ejemplo ceniza, y el ácido sulfúrico. Una característica altamente ventajosa de esta disposición de pre-depuración es la de que pueden usarse reducidos volúmenes de agua para humectar la
10. unidad de incidencia, un extremo particularmente atractivo toda vez que la cantidad de agua contenida en el presente sistema puede afectar la eficacia total del procedimiento. Por consiguiente, es deseable utilizar sólo una cantidad de agua suficiente para establecer contacto con, humectar, y caer de la superficie de la unidad de incidencia y recoger los materiales sólidos particulados y SO_3 . Generalmente se usa menos de aproximadamente 0,37 LPM de agua, con preferencia aproximadamente 0,037 a 0,259 LPM, por ejemplo 0,185 LPM, por 56,6 MCM de gases. Utilizando esta disposición de pre-depuración, es posible controlar cualquier aumento en la humedad de los gases que pasan a través del
15. pre-depurador 20 generalmente a no más de 8 a 10 %, con preferencia 2 %, y el descenso de temperatura a través del pre-depurador es generalmente menor de aproximadamente $15,6^\circ C$, con preferencia menor de aproximadamente $10^\circ C$.

Se ha comprobado que el uso del aparato depurador aquí descrito y representado en los planos, particularmente

30.



- en la fig. 3, proporciona, además de un descenso de temperatura extremadamente reducido y mínimo aumento de la humedad relativa del gas a través de la zona de depuración, particularmente cuando se tratan gases a temperaturas hasta de 260°C, una unidad sorprendentemente exenta de dificultades de atascamiento. Si se desea, no obstante, también puede disponerse en el aparato de depuración una segunda unidad de pulverización 27 situada por encima de la unidad de incidencia que puede ser activada periódicamente mediante el dispositivo accionador 29, un control de descenso de presión, por ejemplo aproximadamente cada 8 a 16 horas durante un período de 1 a 3 minutos, para dirigir una pulverización descendente sobre dicha unidad y de este modo re-
gar el material de relleno y facilitar un funcionamiento
contínuo.

- El absorbedor o zona de reacción 30, según se muestra, se halla ventajosamente diseñada para íntimo contacto de corrientes concurrentemente fluyentes de gas y líquido, aun cuando puede diseñarse si se desea para flujo concurrente. Según se representa, la sección absorbidora se halla ilustrada con dos bandejas tamiz dispuestas en posición sensiblemente horizontal, por ejemplo que pueden ser de un tipo convencional. Asimismo pueden utilizarse bandejas casquete de borboteo. Se hacen pasar los gases a través del reactor 10 a una velocidad superficial suficiente para mantener el líquido en las bandejas de contacto respectivas pero no tan grande que expulsen el líquido fuera del reactor. Las velocidades superficiales medias características de los gases a través de la sección de absorción 30 del reactor 10 son generalmente de al menos aproximadamente



- 0,45 metros por segundo y ventajosamente de aproximadamente 0,6 a 2,55 metros por segundo. Se introduce la solución de sulfito sódico en el interior del reactor 10 a través de la línea 16, generalmente en un grado aproximado de 0,37 ó
5. 1,48 a 7,40 LPM, con preferencia de aproximadamente 7,4 a 29,6 LPM, por cada 56,6 MCM de gas, y la solución de bisulfito sódico es extraída a través de la línea 18. Sulfito sódico, generalmente de aproximadamente 40 a 60 % en peso, por ejemplo 50 %, de la solución total que ha de introducirse,
10. se conduce desde la línea 16 a través de la línea 16'' y línea 44' de transferencia 40, descrita más adelante, para caer sobre la superficie de la bandeja 32 y discurrir de la bandeja 32 a la bandeja 34. Puede agregarse si se desea solución adicional a través de la línea 16'. El sulfito sódico reacciona con el dióxido de azufre en los gases que
15. pasan a través de las bandejas tamiz produciendo una solución acuosa de sulfito sódico y bisulfito sódico que pasa de la bandeja 34 al interior de la base de recogida formada por el deflector proyectado hacia abajo 36 a partir del cual
20. es retirada a través de la línea 18. El contenido en dióxido de azufre del gas se reduce sensiblemente, por ejemplo, a menos de aproximadamente 0,02 moles por ciento en un gas de incineración que contenga más de aproximadamente 0,2 moles por ciento.
25. La solución de sulfito sódico es también ventajosamente pulverizada contra la parte inferior de las bandejas 32 y 34 mediante elementos pulverizadores 38. Estos se hallan localizados generalmente de aproximadamente 101,4 a 457,2 milímetros, por ejemplo 228,6 milímetros, de sus bandejas respectivas. La velocidad del líquido es suficiente
- 30.



365621

- para superar la gravedad. Cuando la solución de bisulfito sódico se forma sobre las bandejas, el agua es separada de la solución por los gases de escape calientes que tiende a supersaturar la solución y cristalizar el piro-sulfito sódico y ocluir las bandejas. La solución de sulfito sódico
5. procedente de la línea 16 es pasada a los elementos pulverizadores a través de la línea 16''. Las pulverizaciones se dirigen contra la parte inferior de las bandejas donde los gases de escape calientes establecen primero contacto
10. con éstas, ya que en este punto se produce la mayor parte de la evaporación de agua y, por ende, cristalización. Una cantidad suficiente de solución es pulverizada en dirección ascendente contra la parte inferior o superficie de contacto de las bandejas para mantener los sólidos disueltos en
15. la solución sobre las mismas, en particular en la superficie en la cual inciden los gases de escape y de este modo disponer ventajosamente el funcionamiento continuo del procedimiento. Es conveniente mantener la cantidad de solución que pasa a los elementos de pulverización lo más baja posible y generalmente la cantidad de solución es menor de aproximadamente 0,37 ó 1,48 LPM por 5,66 MCM. Cuanto más elevada es la temperatura de los gases de desecho, mayor es la proporción de alimentación de solución requerida con respecto a los elementos pulverizadores 38. Por ejemplo, con gases que penetren en el reactor $-12,2$ a 149°C , aproximadamente 0,37 a 0,74 LPM por 56,5 MCM de gas resulta apropiada.
- 20.
- 25.

30. Se hace pasar la solución de sulfito sódico a través de la sección de absorción 30 en cantidad suficiente para reaccionar con el dióxido de azufre en el gas de escape, es decir, para absorber el dióxido de azufre en la solución y



- producir bisulfito sódico. Generalmente estas son cantidades estequiométricas. La solución de sulfito sódico introducida en la zona de reacción es con preferencia una corriente de reciclado y puede contener una cantidad suficiente de un inhibidor de oxidación, por ejemplo hidroquinona, por ejemplo aproximadamente 0,001 a 0,1 por ciento, para inhibir la oxidación del ión de sulfito. La temperatura de esta corriente se controla para evitar la alteración en cuanto a los requerimientos del reactor 10. La velocidad de flujo de la solución en la zona de absorción 30 se mantiene normalmente suficientemente rápida, y el tiempo de residencia de la solución en la zona de absorción lo bastante corto para que no se planteen problemas de cristalización en la citada zona de absorción. La velocidad de flujo de la solución dependerá de la temperatura del gas, la cantidad de SO_2 contenida en el gas, la temperatura y concentración de la solución de sulfito sódico, si bien ^{se hallará} de ordinario/comprendida en los límites de 0,37 a 74 LPM, con preferencia de aproximadamente 7,9 a 29,6 LPM por 56,6 MCM de gas.
5. El producto de la zona de reacción es extraído por la línea 18 y puede tratarse ventajosamente de acuerdo con el procedimiento descrito anteriormente en relación con la fig. 1 de los planos.
10. Los gases de escape separados en el reactor 10 pasan desde la zona de absorción o reacción 30 a la zona de arrastre de humedad o transferencia 40 que incluye un área de contacto de malla tejida. El descenso de presión del gas a través de la zona 30 oscilará por lo general de aproximadamente 38,1 a 114,3 por ejemplo 63,5 milímetros, de agua a
15. 56,6 MCM de gas. La malla tejida 42 es un material química-
- 20.
- 25.
- 30.



- mente inerte con respecto a los componentes del sistema, por ejemplo acero inoxidable 304, y similar en estructura y aspecto a la lana de acero; se muestra en la fig. 3 retenida sobre un soporte de columna 43. La solución de sulfito sódico procedente de la línea 16 pasa a través de la línea 16''' y las líneas 44' y 46' a las toberas 44 y 46, respectivamente, situadas generalmente de aproximadamente 101,4 a 457,2 milímetros, por ejemplo 228,6 milímetros, las cuales pulverizan continuamente la solución sobre la malla tejida
5. 42 desde lados opuestos de la unidad, o sea partes superior e inferior, para ventajosamente evitar problemas de atascamiento y mantener una operación continua. La zona de transferencia 40 sirve para extraer gotas de solución de los gases existentes a partir del reactor 10 y por ende limitar
10. las pérdidas químicas. La gota puede presentar formas líquida o sólida del producto de reacción generalmente bastante pequeñas, por ejemplo de aproximadamente 1 a 100 micras de tamaño, de modo que puede ser sustentada en la velocidad del flujo de gas ascendente, normalmente entre aproximadamente
15. 0,6 a 2,1 metros por segundo. Se comprobó sorprendentemente que cuando el material de contacto de referencia era de una estructura a modo de malla tejida, podían emplearse ventajosamente pequeñas cantidades de solución. No obstante, puede emplearse un material que proporcione una gran cantidad de
20. superficie de contacto y una superficie de contacto altamente regable, por ejemplo anillos Raschig, pero requieren mayores cantidades, por ejemplo 55,5 LPM de solución. El grueso de la zona de transferencia 40, por ejemplo aproximadamente 25,4 a 101,6 milímetros, es suficiente para extraer las gotas de los gases de salida pero no tan grande
25. 30.



- como para crear una gran pérdida de presión, y el flujo de gas a través de la zona de transferencia 40 tiene lugar por debajo del punto en el cual serían nuevamente arrastradas las gotas a partir de la zona de contacto. La caída máxima de presión descable se halla generalmente comprendida en
5. los límites aproximados de 6,3 a 12,7 milímetros de agua, y típicamente, velocidades de gas de aproximadamente 0,6 a 1,8 metros por segundo resultan apropiadas. Generalmente, se añade solución a la zona de transferencia en cantidad suficiente para evitar el atascamiento en dicha zona e insuficiente para arrastrar los gases existentes. Esta disposición de transferencia es altamente eficaz y solo requiere el uso de pequeñas cantidades de solución. Por ejemplo, generalmente alrededor de 2 a 5 o 6, con preferencia aproximadamente
10. 11,1 a 129,5, o 14,8 LPM de solución por 56,6 MCM de flujo de gas resulta adecuado, dividiéndose con preferencia igualmente entre las toberas 44 y 46. La cantidad de solución usada disminuirá al disminuir la concentración de la solución y es deseable mantener el flujo lo más bajo posible.
15. La zona de transferencia 40 funciona también para eliminar las últimas trazas de dióxido de azufre contenidas en los gases existentes. Por ejemplo, dicha zona de transferencia normalmente extrae un 1 a 2 mol % adicional del dióxido de azufre total en los gases de desecho entrantes.

25.

EJEMPLO II

- Se sigue esencialmente el mismo procedimiento utilizado en el Ejemplo I excepto que el gas de escape es tratado en las condiciones y parámetros expuestos en la descripción anterior con referencia a las figs. 1 y 3 de los planos y usando esencialmente los mismos ejemplos específicos
- 30.

365621



- citados con referencia a los planos. El gas de escape es tratado preliminarmente en un precipitador eléctrico para reducir la ceniza de aproximadamente 97,2 a 19,44 miligramos por cada 0,028 metros cúbicos, y
5. conducido a la zona de pre-depuración 20 en la cual se extrae esencialmente la totalidad de la ceniza y SO_3 en tanto desciende la temperatura del gas de 149° a 124°, y aumenta su humedad relativa de aproximadamente 6 a 8 por ciento. Luego se sigue esencialmente el mismo procedimiento usado en el Ejemplo I para completar el tratamiento.
- 10.

EJEMPLOS III Y IV

- Se sigue esencialmente el mismo procedimiento utilizado en el Ejemplo I excepto que se usa sulfito de litio en lugar de sulfito sódico para el Ejemplo III y se usa sulfito de berilio en lugar de sulfito sódico para el Ejemplo IV.
- 15.

NOTA

- Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas, son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental. También se hace constar que el invento corresponde a una solicitud de Patente, presentada en Canadá, con fecha 8 de noviembre de 1968, bajo el número 34 756, acogiéndose por lo tanto a los beneficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor, siendo lo que constituye la esencia del referido invento y por lo que se solicita Patente de In-
- 20.
- 25.
- 30.

365621

30 MAR



vención por 20 años en España, sobre: PROCEDIMIENTO PARA LA SEPARACION DE DIOXIDO DE AZUFRE DE UN GAS QUE LO CONTIENE, caracterizándose por lo siguiente:

- 1ª.- Procedimiento para la separación de dióxido de azufre de un gas que lo contiene, mediante contacto de dicho gas con una solución acuosa absorbente de sulfito de sodio, litio o berilio, a una temperatura suficiente para producir una solución acuosa que contiene una mezcla de sulfito sin reaccionar y el bisulfito correspondiente, y descomposición del bisulfito para liberar el dióxido de azufre absorbido, caracterizado porque comprende (a) separar el sulfito disuelto de dicha solución que contiene bisulfito por cristalización u otros medios, tal como por extracción selectiva del sulfito de la solución, con lo cual se separa dicho sulfito del citado bisulfito en solución; (b) descomponer dicho bisulfito, simultáneamente con la etapa (a) o después de ella, bajo condiciones de temperatura, presión y tiempo de residencia suficientes para convertir el bisulfito a dióxido de azufre gaseoso, agua y el sulfito correspondiente; (c) separar el vapor de dióxido de azufre producido en la etapa (b); y (d) reciclar el sulfito separado en la etapa (a) y el producido en la etapa (b) a la etapa de absorción de dióxido de azufre.
- 2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el sulfito es sulfito sódico.
- 3ª.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque las etapas (a) y (b) se realizan simultáneamente sometiendo la solución acuosa que con

365621

30



5. tiene disulfito a descomposición con el fin de promover simultáneamente tres efectos: (i) descomposición del disulfito a dióxido de azufre, agua y el sulfito correspondiente, (ii) evaporación del agua y dióxido de azufre y (iii) cristalización del sulfito en la solución.
- 4^a.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la etapa de absorción de dióxido de azufre se realiza a una temperatura inferior a 110° C aproximadamente y la conversión del bisulfito a dióxido de azufre gaseoso, agua y el sulfito correspondiente se realiza a una temperatura de hasta 149° C aproximadamente.
10. 4^a.- Procedimiento según la reivindicación 4, caracterizado porque la conversión del bisulfito a dióxido de azufre gaseoso, agua y el sulfito correspondiente, se realiza bajo presión superatmosférica a una temperatura de 110 a 149° C aproximadamente.
15. 5^a.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores caracterizado porque comprende separar el sulfito cristalizado de su licor madre disolver dicho sulfito separado en agua y reciclar la solución resultante a la etapa de absorción de dióxido de azufre.
20. 6^a.- Procedimiento según la reivindicación 6, caracterizado porque comprende descomponer el licor madre separado bajo condiciones de temperatura, presión y tiempo de residencia suficientes para convertir el bisulfito existente en el mismo a dióxido de azufre gaseoso, agua, y el sulfito correspondiente, separar este último dióxido de azufre, disolver dicho sulfito
- 25.
- 30.

365621

30 MA



separado en agua y reciclar la solución resultante a la etapa de absorción de dióxido de azufre.

5. 8ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el gas contienen 0,001 a 5 moles % aproximadamente de dióxido de azufre, la solución acuosa absorbente contiene de 25 a 35 % en peso aproximadamente de sólidos de los cuales mas del 55% en peso aproximadamente es sulfito y contiene también un inhibidor de oxidación para
10. inhibir la reacción de oxígeno con el sulfito para producir el sulfato correspondiente.

15. 9ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la solución acuosa que contiene bisulfito producida en la etapa de absorción de dióxido de azufre, tiene un contenido en sólidos del 25 al 35% en peso.

20. 10ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores caracterizado porque el bisulfito constituye del 50 al 70 % en peso del contenido en sólidos de la solución acuosa que contiene bisulfito producida en la etapa de absorción de dióxido de azufre.

25. 11ª.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la zona de reacción incluye al menos una bandeja de contacto abierta, permeable a los fluidos, de tipo de retención de líquido, la solución de sulfito sódico es conducida a través de la bandeja, el gas es conducido en una dirección generalmente ascendente en la zona de reacción a la bandeja de contacto a una velocidad superficial suficiente en el momen-
30.

30 MAR



365621

5. to de contacto con la bandeja para mantener la solución sobre ésta e insuficiente para arrastrar cantidades sustanciales de la solución, la superficie de la bandeja con la que primero entran en contacto los gases es pulverizada con la solución en cantidad suficiente para sustancialmente mantener sales sobre la superficie de la bandeja en solución.

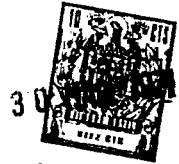
10. 12ª.- Procedimiento según la reivindicación 11, caracterizado porque el grado de flujo de la solución de sulfito sódico a través de la zona de reacción es aproximadamente de 0,37 a 74 litros por minuto por 56,6 metros cúbicos por minuto de gas, de la cual aproximadamente 0,37 a 1,48 litros por minuto por 56,6 metros cúbicos por minuto se pulveriza contra la superficie de la bandeja, la temperatura de la zona de reacción es inferior aproximadamente a 110° C y la velocidad superficial del gas a través de la zona de absorción es superior aproximadamente a 0,45 metros por segundo.

20. 13ª.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el gas contiene SO_2 después del contacto con la solución acuosa de sulfito sódico es conducido a una zona de tratamiento que contiene un material de contacto de malla tejida a una velocidad de flujo de gas suficiente para penetrar en el lado receptor de gas de dicho material, traspasarlo, y pasar fuera de un lado emisor de gas del material, e insuficiente para arrastrar solución, se pulveriza el material de contacto de malla tejida sobre un lado receptor de gas y un lado emisor de gas con una

25.

30.

365621



solución de lavado en cantidad suficiente para humectar el material de contacto, prevenir el atascamiento, y extraer del SO_2 gas pobre y al menos una parte del dióxido de azufre que queda en el gas.

5. 14ª.- Procedimiento según la reivindicación 13, caracterizado porque la solución de lavado es una solución acuosa del sulfito sódico apropiada para ser usada en la zona de reacción y el procedimiento incluye recuperar la solución acuosa que contiene el dióxido de azufre extraído y el material arrastrado y conducir la solución acuosa recuperada a la zona de reacción, y el flujo de gas a través de la zona de tratamiento es aproximadamente de 0,6 a 2,1 metros por segundo y el gas pobre de SO_2 contiene gotas arrastradas de aproximadamente 1 a 100 micras de tamaño.
10. 15ª.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el gas contiene trióxido de azufre además de SO_2 , y el gas se trata preliminarmente para separar del mismo el trióxido de azufre antes de poner en contacto el gas con la solución acuosa absorbente de sulfito sódico.
15. 16ª.- Procedimiento según la reivindicación 15, caracterizado porque la separación del trióxido de azufre del gas en tratamiento se realiza conduciendo el gas hacia arriba en una zona de separación hacia arriba en una zona de separación hacia un blanco de incidencia permeable a los fluidos, dispuesto horizontalmente, que tienen una superficie discontinua; conduciendo un líquido acuoso hacia arriba en la zona de separación hacia dicho blanco, concurrentemen-
- 20.
- 25.
- 30.

365621



- te con dicho gas para contactar y humectar la superficie inferior de dicho blanco, sirviendo la cantidad de dicho líquido para disolver el trióxido de azufre del gas; pasando dicho gas a través de dicho blanco para proporcionar un gas efluente de dicho blanco de contenido rebajado en trióxido de azufre; separando el líquido que contiene trióxido de azufre de la sub-superficie de dicho blanco; y extrayendo de dicha zona de separación el líquido que contiene trióxido de azufre separado.
- 5.
- 10.
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.
- 17ª.- Procedimiento según la reivindicación 16, caracterizado porque el gas en tratamiento contiene también contaminantes sólidos particulados y el proceso comprende la separación de los contaminantes sólidos particulados del gas en mezcla con el trióxido de azufre que es separado de los mismos en la zona de separación, estando presentes los contaminantes sólidos en el gas en tratamiento en una cantidad de 0,0022 a 136,8 g/m³ del gas, y el dióxido de azufre está presente en una cantidad de 0,0001 a 0,1 moles %.
- 18ª.- Procedimiento según la reivindicación 17, caracterizado porque los contaminantes sólidos incluyen cenizas volantes, el gas se trata preliminarmente en una operación de escalpado para separar una cantidad sustancial de los contaminantes sólidos antes de introducirse a la zona de separación, el gas introducido en la zona de separación contiene de 1,14 a 68,4 g de los contaminantes sólidos por m³ del gas, el líquido acuoso es agua y se conduce al



- blanco en una cantidad de 0,0378 a 3,78 l. por minuto por 500 m por minuto del gas y suficiente para formar gotitas que contienen contaminantes sobre la sub-superficie del blanco, cuyas gotitas caen desde el
5. blanco y son separadas de la zona de separación antes de que pueda ocurrir la vaporización sustancial de las gotitas, el agua está a una temperatura de 10 a 48,9^o C, el gas está a una temperatura de 65,6 a 316^o C y tiene una humedad relativa hasta el 10%,
10. y el agua se conduce al blanco en forma de una pulverización por medios pulverizadores situados a 10-45 cm por debajo del blanco que impulsan al agua hacia el blanco a una velocidad suficiente para contactar y humectar la sub-superficie del blanco, pero
15. insuficiente para penetrar en dicho blanco en una cantidad sustancial

- 19^a.- Procedimiento según la reivindicación 18, caracterizado porque el taponamiento de la entrada de gas a la zona de separación, mediante la deposición en la entrada de contaminantes sólidos separados de la corriente de gas, se alivia introduciendo el gas a la zona de separación por vía de una tubería de entrada que sobresale en la zona en un ángulo ascendente de 5 a 60^o aproximadamente por encima de la horizontal y que termina en un punto de la zona de separación que se encuentra por lo menos a 25,4 mm aproximadamente fuera de la pared vertical de la zona.
- 20.
- 25.

- 20.- Procedimiento para la separación de dióxido de azufre de un gas que lo contiene, tal y como
- 30.



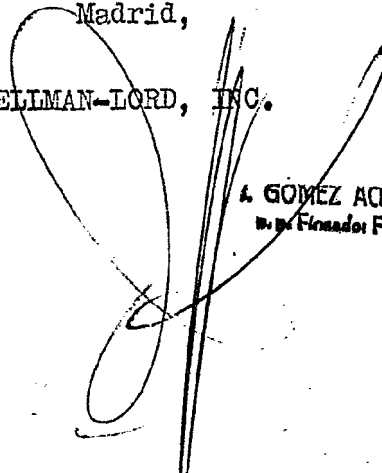
quede sustancialmente descrito en el presente Memoria.

Esta Memoria consta de 43 hojas escritas a máquina por una sola cara.

30 MAR. 1971

Madrid,

WELLMAN-LORD, INC.



A. GOMEZ ACEBO Y MODEY
Firmado: F. Hernández Ruiz

305621

365621

ESCALA VARIABLE

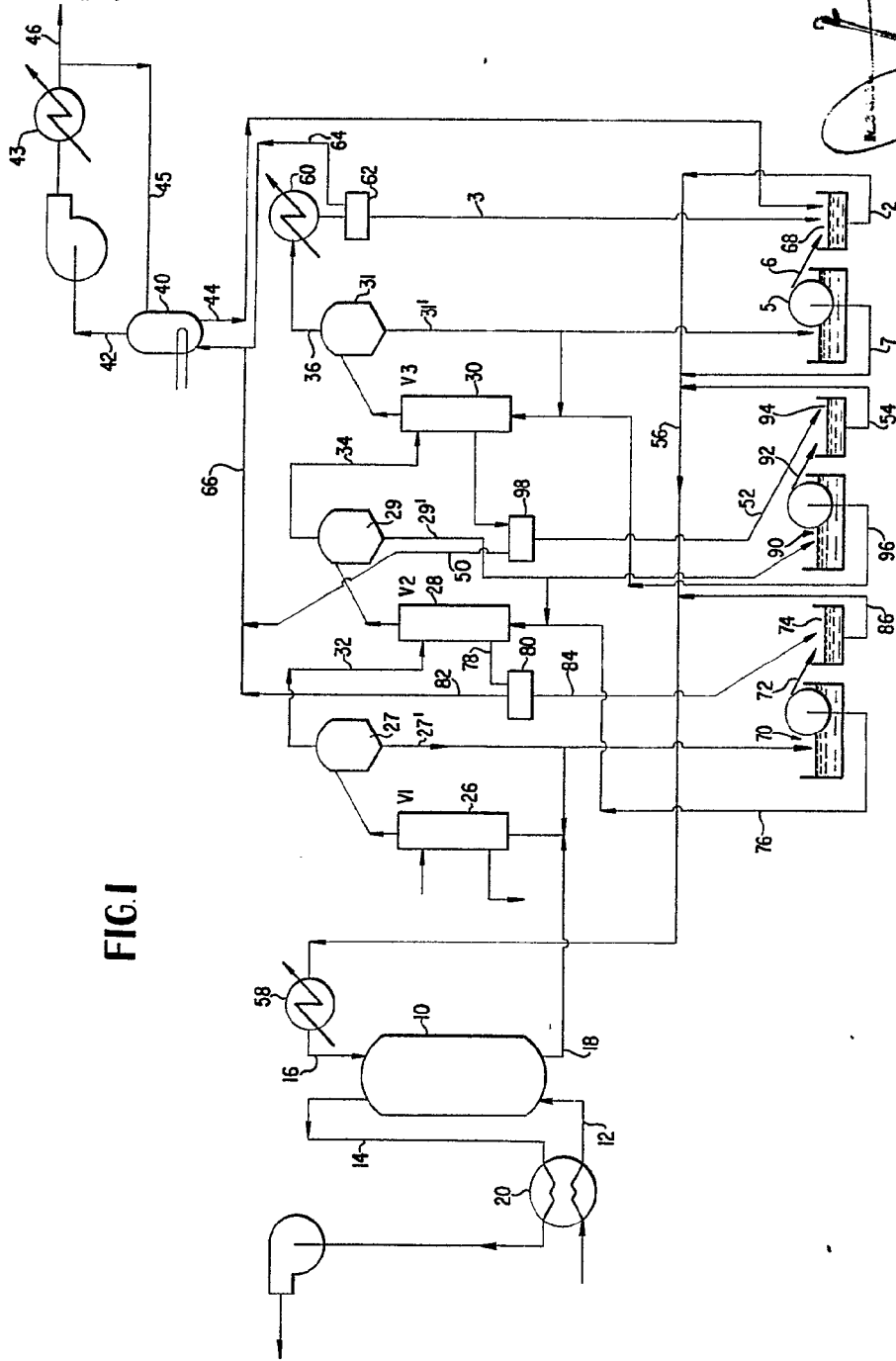
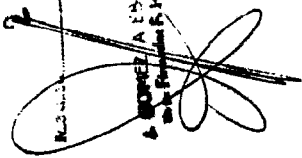
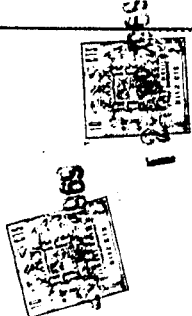


FIG. 1

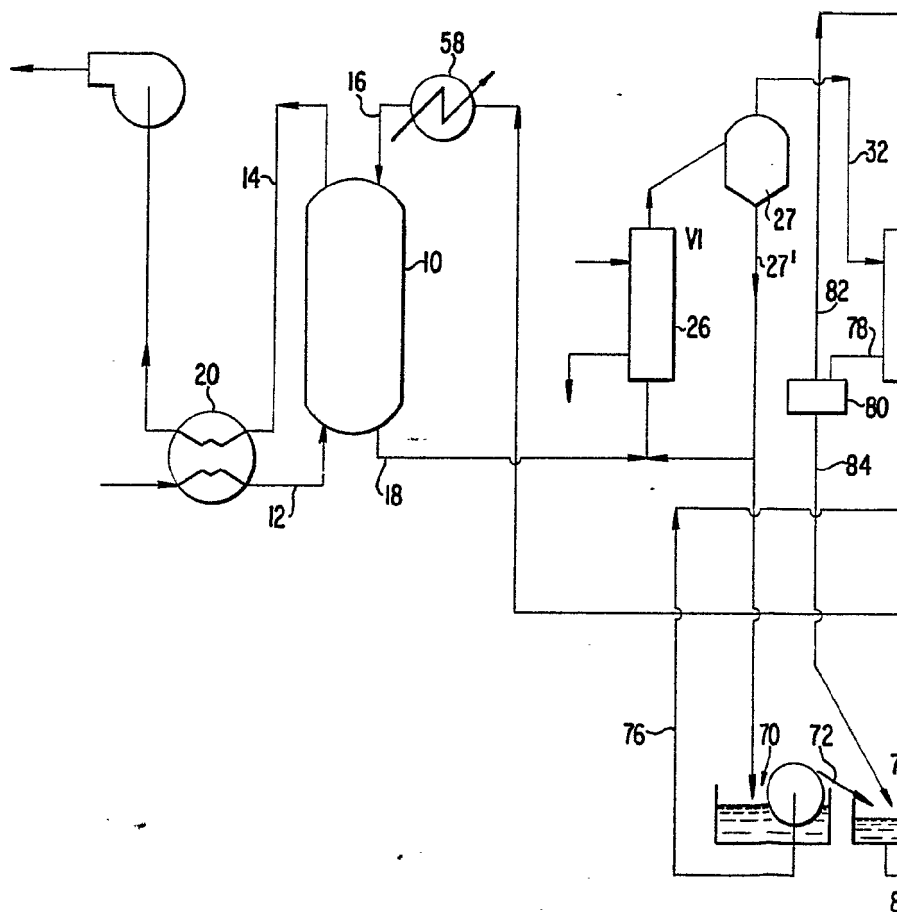
ABR. 1969


 Ing. J. A. Y. MORALES
 Ing. Francisco R. Hernandez Ruiz



365621

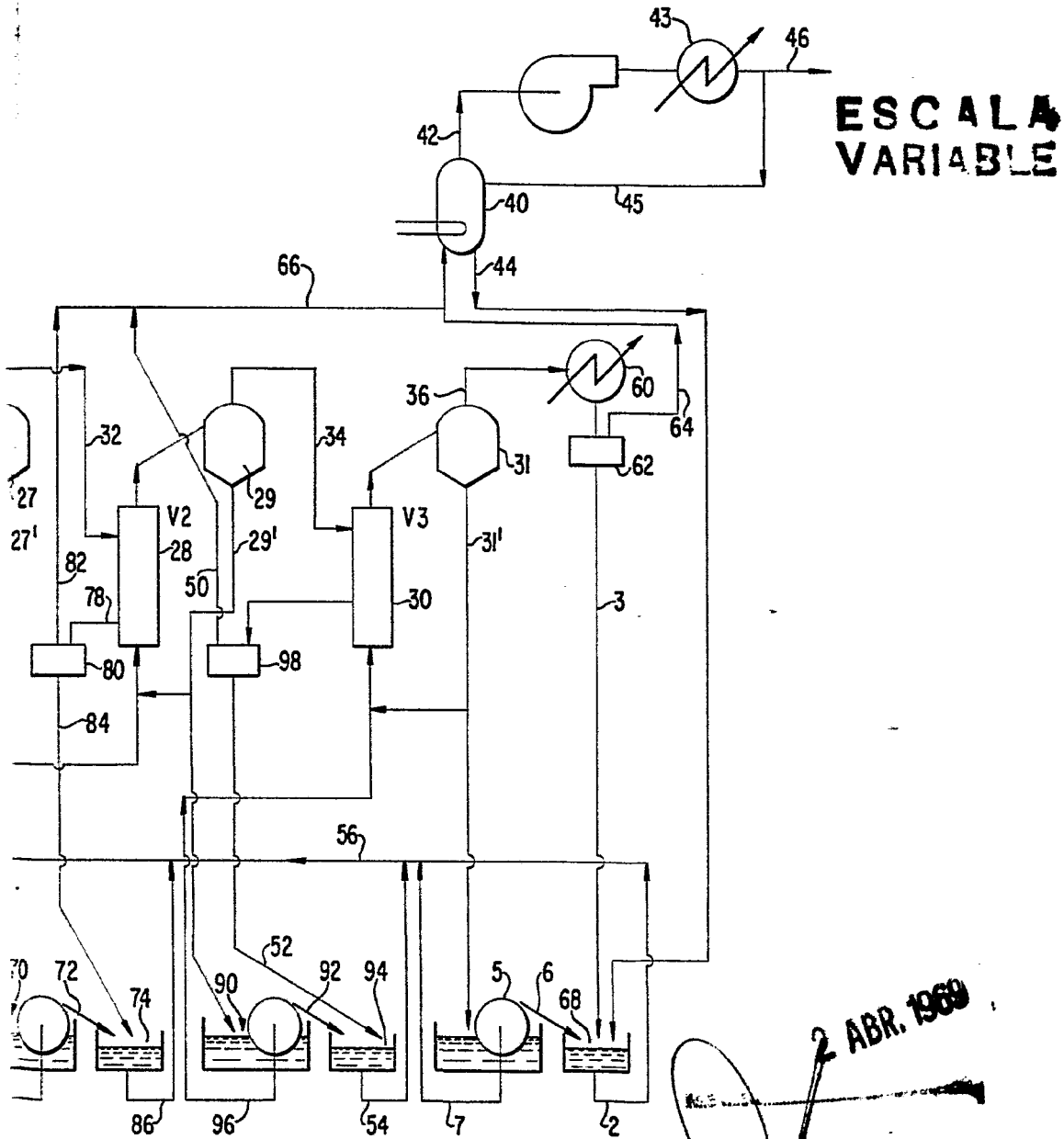
FIG. 1



305621



25



**ESCALA
VARIABLE**

2 ABR. 1969

COMER A ES Y MODER
de Francisco F. Hernández Ruiz

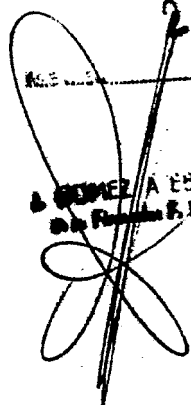
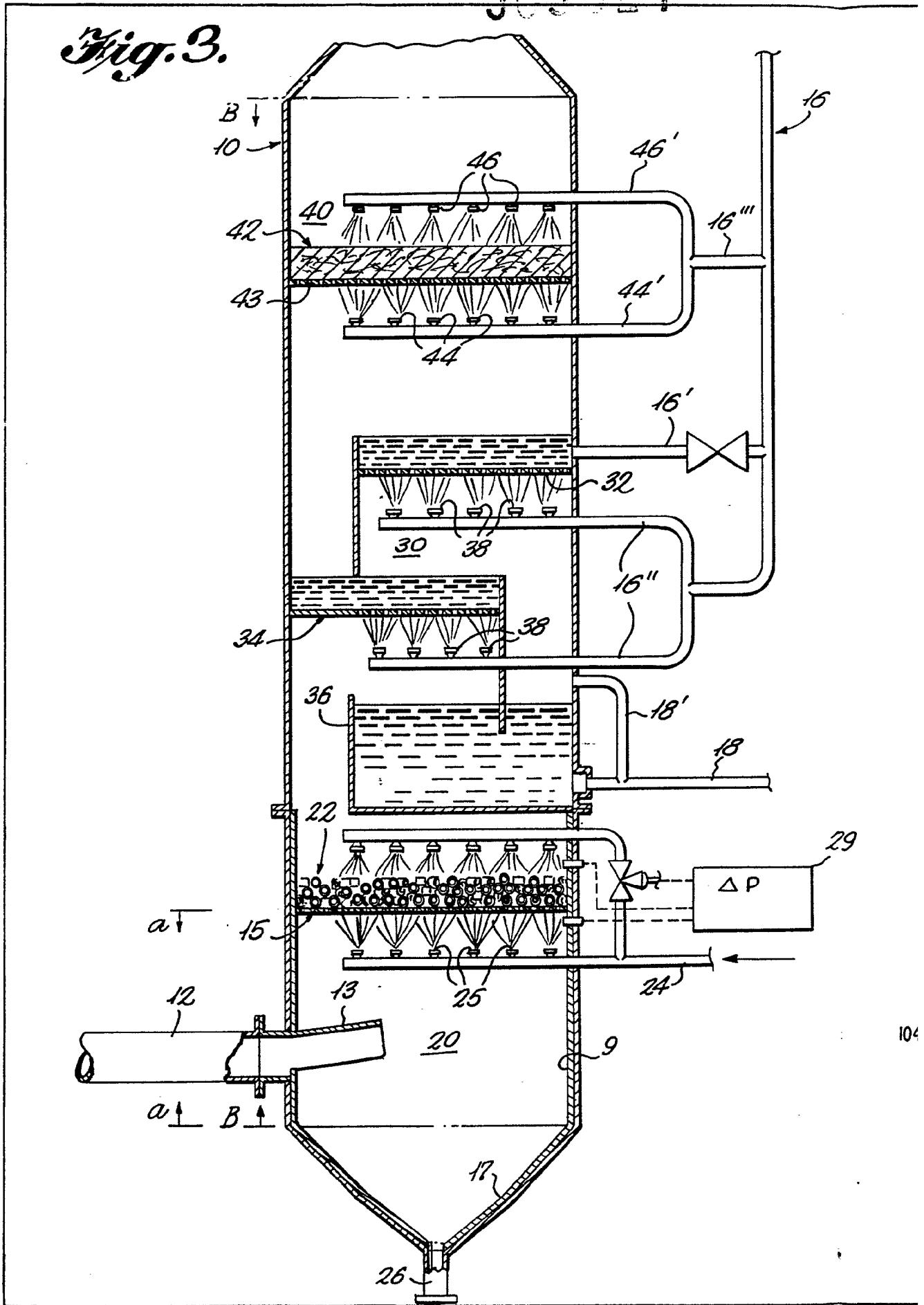


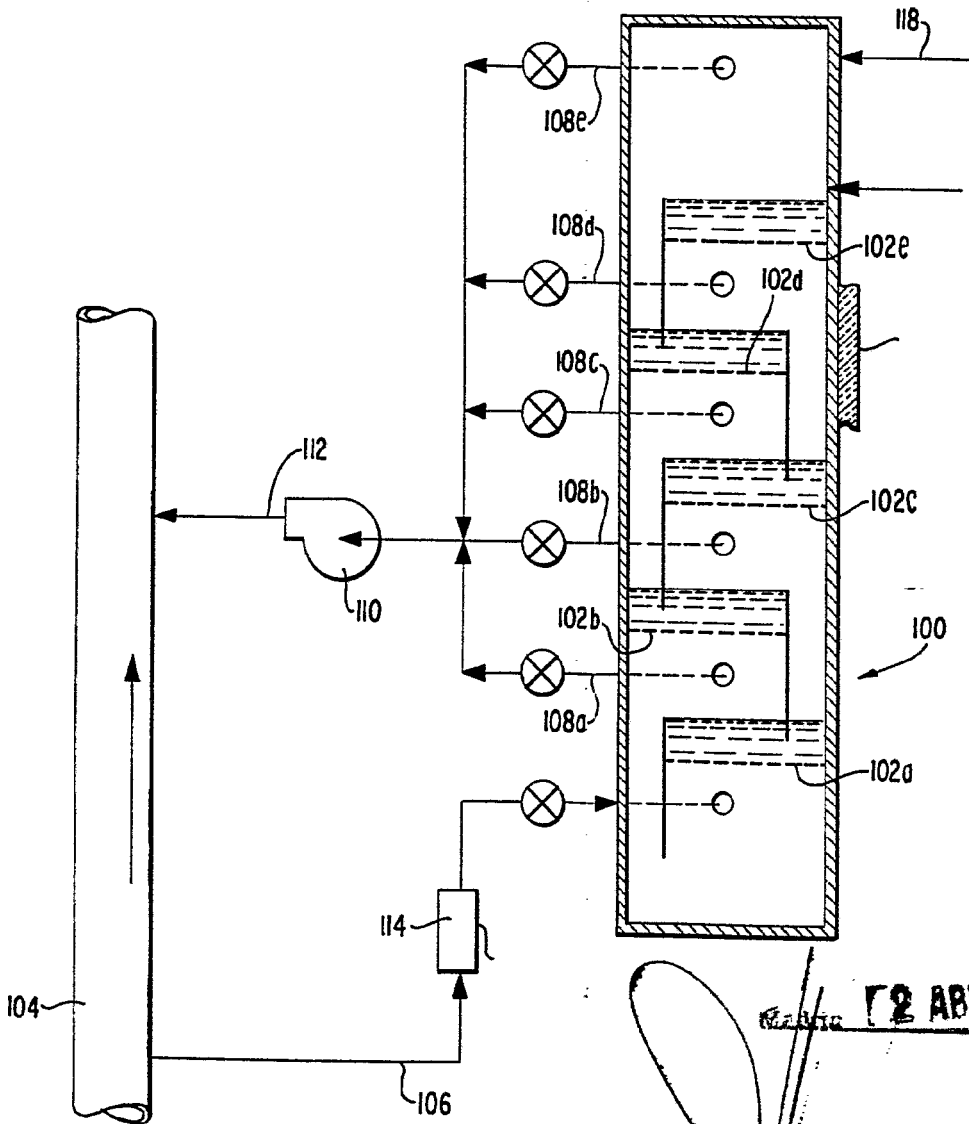
Fig. 3.



2 ABR. 1969 2 ABR. 1969

ESCALA VARIABLE

FIG. 2



2 ABR. 1969

[Handwritten signature]

GÓMEZ ACEBO Y MORALES
C. de Francisco F. Hernández Ruiz