

408633

16 NOV. 1975



Fe-15-7-75

Int. Cl. 2: 201B

Memoria Descriptiva

sobre:

PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO

Solicitante: CANADIAN INDUSTRIES LIMITED, entidad canadiense, residente en Box 10, Montreal 101, Province of Quebec, Canadá.

Esta invención se relaciona con la producción de trióxido de azufre, ácido sulfúrico y oleum en plantas que operan a presiones significativamente superiores a la atmosférica.

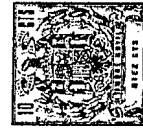
5. En la actualidad, las plantas convencionales de

408633

- 2 -



- ácido sulfúrico funcionan prácticamente a presión atmosférica independientemente de que el contenido en azufre de la corriente gaseosa proceda de la tostación del mineral, del azufre, del sulfuro de hidrógeno o de la regeneración del ácido residual. En dichas plantas, se produce una corriente gaseosa seca que normalmente contiene de 5 a 12 % de dióxido de azufre y un exceso significativo de oxígeno y este gas se calienta a continuación a temperaturas del orden de 380 a 450°C. El gas caliente y seco se pasa entonces a través de una serie de lechos catalíticos con enfriamiento entre los lechos, lo cual se traduce en la conversión de prácticamente la totalidad del dióxido de azufre (normalmente una conversión del 98 % aproximadamente). El trióxido de azufre producido durante la oxidación del dióxido de azufre se absorbe entonces en ácido sulfúrico concentrado y se producen los gases agotados que contienen normalmente unas 2000 ppm de dióxido de azufre, descargándose el gas a la atmósfera a través de elevadas chimeneas. Los gases efluentes, a menos que sean limpiados cuidadosamente, contienen concentraciones de trióxido de azufre sin absorber, niebla ácida y vapor de ácido sulfúrico, que junto con el dióxido de azufre sin recuperar, constituyen unos contaminantes atmosféricos. Estas plantas convencionales son de tamaño grande, requiriendo que la fabricación y la construcción de los edificios se realicen en el campo y la exportación de energía (vapor de agua) a niveles de energía relativamente bajos, siendo inadecuadas para producir oleums de baja concentración sin el empleo de instalaciones adicionales, y por otra parte son costosas de mantener debido a la naturaleza corrosiva de las corrientes ácidas calientes contenidas en las mismas. En aquellos puntos en donde las consideraciones de contaminación
- 5.
 - 10.
 - 15.
 - 20.
 - 25.
 - 30.

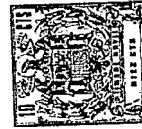


son importantes, dichas plantas son consideradas como unos focos de contaminación significativos y no son muy aceptadas que digamos.

5. En un intento para reducir al mínimo los efectos de contaminación de las plantas convencionales antes citadas, se han dispuesto de varios sistemas lavadores que utilizan diversas soluciones o adsorbentes químicos, como medio para reducir los niveles de dióxido de azufre en los gases de escape. En estos sistemas se incluyen el lavado con soluciones cáusticas, hidróxido amónico, soluciones de sulfito sódico o sulfitos alcalinos, etc. Sin embargo, estos sistemas se traducen en subproductos y en unos costos de capital y operación significativamente aumentados, así como en un gas efluente frío que resulta más difícil de dispersar.
- 10.
15. La consideración de la relación de equilibrio entre dióxido de azufre, oxígeno y trióxido de azufre ha conducido a una modificación del proceso anteriormente descrito llamado el proceso de "doble absorción", en el cual los gases pasan a través de diversos lechos catalíticos y se enfrían, separándose el trióxido de azufre dejando dióxido de azufre sin convertir y oxígeno en el gas. Esta corriente gaseosa se recalienta entonces y se pasa a través de otro lecho o lechos de catalizador en los cuales, a causa de la elevada relación de oxígeno al dióxido de azufre restante, se alcanza una nueva condición
20. de equilibrio que corresponde a una conversión total del 99,5 % o superior del volumen inicial de dióxido de azufre alimentado al sistema de conversión. Este proceso, en cierto número de variantes, se describe en las Patentes USA Nos. 3.404.955; 3.404.956; 3.443.896 y 3.525.587. Cuando se compara
25. con el proceso convencional, este proceso, aunque es mucho
- 30.

408633

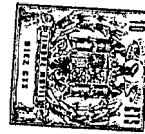
- 4 -



- más eficaz en la conversión de dióxido de azufre a trióxido de azufre, requiere una mayor instalación, tal como intercambiador térmico, absorbedor y sistemas ácidos adicionales y emplea más catalizador. En adición, los gases más concentrados que resultan de dicho sistema generan temperaturas superiores en los sistemas de horno y convertidor, con un mayor consumo de obra de fábrica, catalizador y materiales. En una planta diseñada de forma conservadora, este proceso es capaz de incrementar la eficacia de la planta en la gama del 99,5 % o más y producir una corriente gaseosa efluente que contiene hasta 500 ppm de dióxido de azufre. Dichos niveles de emisión corresponden a 3 kg aproximadamente de dióxido de azufre por tonelada de ácido producido. El proceso es también más complejo, tiene menos energía disponible para exportar y requiere una instalación grande y costosa de fabricación en el campo.

- Otras consideraciones del equilibrio dióxido de azufre-trióxido de azufre y condiciones de procesado, han conducido a cierto número de investigadores a que el proceso de contacto debería realizarse mejor bajo presiones de 5 atmósferas o más. Para tales procedimientos se ha concedido un número de patentes, incluyendo las Patentes británicas Nos. 467.298, 519.570, 571.207 y 1.230.130, las Patentes checoslovacas Nos. 98.425, 99.072 y 100.362 y las Patentes USA Nos. 2.510.684, 3.432.263 y 3.455.652.

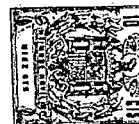
- Las enseñanzas generales de estas patentes son que la conversión de equilibrio de dióxido de azufre a trióxido de azufre se incrementa operando bajo presiones superiores, que la actividad catalítica se incrementa significativamente, que la instalación puede ser mucho más pequeña debido a las den



- sidades de los gases más elevadas y que la condensación y absorción del dióxido de azufre se favorecen. Sin embargo, otras enseñanzas señalan la presencia, en las corrientes de ácido sulfúrico, de una cantidad objeccionable de dióxido de azufre disuelto. En adición, a pesar de que todas las presiones descritas en estas patentes alcanzan una eficacia de conversión de dióxido de azufre del 99 % o más, es muy dudoso que cualquiera de ellas pueda conseguir, sin que se produzcan costos adicionales significativos, los niveles de emisión de dióxido de azufre muy bajos (inferiores a 50 ppm) requeridos en las plantas de ácido sulfúrico del futuro.
- 5.
- 10.
- Constituye un importante objeto de esta invención mejorar los procesos que operan bajo presiones de 2 atmósferas o superiores, con lo cual se consiguen eficacias globales superiores de recuperación de dióxido de azufre a las que normalmente pueden conseguirse mediante catálisis solamente sin aumentar el costo y la complejidad de la planta.
- 15.
- Constituye otro objeto importante de la invención, proporcionar un proceso a presión para fabricar trióxido de azufre, ácido sulfúrico y oleum, que sea capaz de satisfacer los niveles de emisión de gas efluente en la gama de 10-100 ppm de contenido en dióxido de azufre.
- 20.
- Otro objeto consiste en proporcionar un proceso a presión en el cual se utiliza una circulación continua de ácido sulfúrico u oleum entre las unidades de secado y absorción, como un sistema de transferencia de dióxido de azufre, produciendo la unidad de secado una corriente de ácido libre de dióxido de azufre la cual, cuando se enfría, pasa a través de la unidad absorbente en donde no solo absorbe al trióxido de azufre del gas convertido sino que también lava esencial-
- 25.
- 30.

408633

- 6 -



mente todo el dióxido de azufre no convertido.

5. Otro objeto más de esta invención consiste en proporcionar un proceso a presión que saca provecho de las presiones de operación superiores para eliminar al menos parte del dióxido de azufre sin convertir presente en la corriente gaseosa convertida mediante co-condensación del mismo con trióxido de azufre antes de la absorción y recirculación de la totalidad o parte del co-condensado a la unidad de secado.

10. Otros objetos y ventajas de esta invención serán evidentes a partir de la siguiente descripción.

15. En el aspecto de mejora de los procesos a elevada presión para fabricar ácido sulfúrico por conversión de dióxido de azufre a trióxido de azufre, en presencia de aire seco y bajo presión elevada, la presente invención comprende las etapas de alimentar la corriente gaseosa convertida resultante, bajo presión elevada, a una unidad absorbente; circular ácido sulfúrico concentrado a través de dicha unidad absorbente para absorber el trióxido de azufre y el dióxido de azufre sin convertir de dicha corriente gaseosa convertida; despresurizar el ácido; separar el dióxido de azufre del ácido por medio de aire o de un gas libre de dióxido de azufre; enfriar el ácido libre de dióxido de azufre resultante y recircular al menos parte del mismo a la unidad absorbente.

25. En una versión preferida de la invención, se proporciona una etapa adicional en el proceso mediante el cual el trióxido de azufre y el dióxido de azufre sin convertir presentes en la corriente gaseosa convertida son co-condensados en parte y al menos parte del co-condensado se inyecta en la corriente de ácido sulfúrico concentrado a medida que sale
30. esta última de la unidad absorbente.



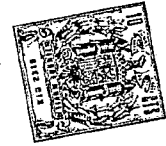
Los siguientes ejemplos no limitativos se proporcionan para ilustrar la invención, la cual está caracterizada en general porque utiliza ácido sulfúrico o ácido sulfúrico en combinación con trióxido de azufre condensado como absorbente para el dióxido de azufre y porque utiliza también diferentes niveles de presión y temperatura para transferir el dióxido de azufre sin convertir desde la corriente gaseosa catalíticamente convertida a la corriente gaseosa sin convertir que penetra en el convertidor catalítico, reciclándose de este modo dióxido de azufre en el proceso.

EJEMPLO 1

El procedimiento, en una versión preferida ilustrada esquemáticamente en el dibujo adjunto, se aplica a una planta de ácido sulfúrico de 250 toneladas/día, que utiliza azufre, aire o agua como materiales de partida. En el procedimiento, una corriente de entrada 1 que asciende a 31.500 kg/hora y en cantidad suficiente para producir un gas de dióxido de azufre al 9 % en el convertidor, se introduce a través de un filtro de aire 2 y se comprime a 7,8 atmósferas en un compresor primario 3. La corriente de aire comprimido 1 se alimenta entonces por vía de la línea 4 a un condensador 5 en donde se enfría al mismo tiempo que se elimina la humedad del mismo por condensación. Esta condensación resulta útil para reducir el flujo neto de humedad en el proceso y permitir la producción de producto esencialmente libre de agua. La corriente de aire 1 que, tras dejar el condensador 5, se encuentra a 32°C, es decir, 11°C por encima de la temperatura de entrada del agua de refrigeración, se introduce entonces al interior de la unidad de secado 6 por vía de la línea 7 y el agua condensada se separa del sistema a través de la línea 8. En la unidad de

408633

- 8 -



5. secado 6, la corriente de aire se seca a un contenido en humedad muy bajo mediante contacto con la corriente 9 de ácido rico en dióxido de azufre procedente, como se explicará a continuación, de la torre absorbente, y se separa la mayor parte del dióxido de azufre disuelto de dicha corriente ácida. La introducción de la corriente 9 de ácido rico en dióxido de azufre en la unidad de secado 6 se efectúa a través de las líneas 10 y 11 y unidad de enfriamiento 12. La unidad de secado 6 se opera a la presión primaria anterior de 7,8 atmósferas y a una temperatura de 40 a 70°C y consiste en una torre empacada o de platos, si bien pueden utilizarse, bajo ciertas circunstancias, otros tipos de contactadores, tales como los lavadores Venturi.

10. Tras dejar la unidad de secado 6, la corriente de aire 1 que contiene ahora el dióxido de azufre separado de la corriente de ácido 9, se lleva por la línea 13 y tambor deshidratador 14 a un compresor secundario 15 en donde se comprime a un nivel de presión de 28,1 atmósferas y se alimenta a un horno de combustión de azufre 15 por vía de la línea 17. Se hace circular vapor de agua y gas de cola a través de las líneas 18 y 19 respectivamente por el horno 16 con el fin de controlar la temperatura del gas producido por la combustión de azufre en presencia de la corriente de aire 1 y para obtener una corriente de vapor de agua supercalentado 20 y una corriente de gas de cola caliente 21 a partir de la cual, como más adelante se describirá, se recupera más tarde la energía a través de la expansión en turbinas de recuperación de energía adecuadas 22 y 23. El azufre se proporciona al horno 16 en estado fundido a través de las líneas 24, 25 y 26, mediante la bomba 27 desde la unidad de fusión 28 y entrada principal de alimentación de azufre 29. La corriente gaseosa 30 obtenida a la sa-

408633



- lida del horno 16 tiene un contenido en dióxido de azufre del 9 % y una temperatura del orden de 350 a 450°C y resulta adecuada como alimentación al convertidor 33 para la conversión catalítica de dióxido de azufre a trióxido de azufre. El gas caliente de alimentación 30 se pasa entonces a través de un filtro de gases calientes 31 para separar las impurezas antes de alcanzar el convertidor 33 y se alimenta por vía de la línea 32 a dicho convertidor en donde el dióxido de azufre se convierte de forma practicamente completa a trióxido de azufre.
5. El calor generado en el convertidor se emplea para calentar el gas de cola en la línea 34 antes de la entrada de este último al interior del horno por vía de la línea 34a para el calentamiento final antes de la expansión en una turbina recuperadora de energía 22. A la presión de operación secundaria de 28 atmósferas utilizada en el proceso, es normal esperar unas eficiencias de conversión del 99,7 % o superiores y unos gases efluentes que tienen un contenido en dióxido de azufre de 300 ppm o inferior. Sin embargo, y con el fin de incrementar sustancialmente la eficacia de conversión y rebajar el contenido en dióxido de azufre de los gases efluentes, la corriente gaseosa convertida 35 procedente del convertidor 33, es decir, el gas que contiene trióxido de azufre y una cantidad menor de dióxido de azufre sin convertir, se somete a los siguientes tratamientos de acuerdo con la invención. Tras salir del convertidor 33, la corriente gaseosa convertida 35 a 400°C aproximadamente, se enfría en un calentador de agua de alimentación 36 a 200°C aproximadamente y se pasa sucesivamente por el condensador 37 en donde se co-condensa un 80 % del dióxido de azufre y al menos un 28 % del dióxido de azufre y, desde aquí, y por la línea 38, se pasa al interior de la parte inferior de
- 10.
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.

408633

- 10 -



- la torre absorbente 39 en donde se absorbe el resto del trióxido de azufre y la mayor parte del dióxido de azufre restante en la corriente de ácido sulfúrico alimentado a la parte superior de dicha torre de absorción. El co-condensado de trióxido de azufre y dióxido de azufre se añade total o parcialmente,
5. por la línea 40, a la corriente de ácido 41 procedente del fondo de la torre absorbente 39 y se recicla a la torre de secado 6 por vía de las líneas 42, 9 y 10, enfriador 12 y línea 11 pasando después a través de un dispositivo rebajador de la presión 43. La parte, si es que la hay, del co-condensado que
10. no se añade a la corriente de ácido 41 se recupera como un producto de trióxido de azufre a través de la línea 44. Cuando se desea obtener oleum o eliminar más dióxido de azufre y trióxido de azufre del gas convertido, antes del absorbedor 39,
15. el condensador de trióxido de azufre 37 es irrigado con ácido sulfúrico frío.

- La torre absorbente consiste en una torre empacada o de platos en la cual la corriente de gas convertido procedente del condensador y la corriente de ácido absorbente se
20. dejan fluir en contracorriente y en la cual el dióxido de azufre y trióxido de azufre se separan de forma prácticamente completa de la corriente gaseosa convertida. Esto produce una corriente gaseosa efluente extremadamente limpia, 45, y una corriente de ácido rico en dióxido de azufre 41 que se circula
25. a través del dispositivo rebajador de la presión 43 y se pasa entonces a través de la unidad de secado 6 a la presión de salida del compresor primario (3). En la unidad de secado, el dióxido de azufre contenido en la corriente de ácido procedente de la línea 10 y/o línea 11 se transfiere de forma
30. esencialmente completa a la corriente de aire del proceso 7.



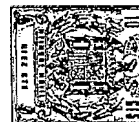
Desde la unidad de secado 6, el ácido separado de dióxido de azufre fluye a través de la línea 46 a un tanque de bombeo 47 y se diluye aquí en la forma requerida para controlar la concentración, empleando agua procedente de la línea 48. El ácido se bombea entonces al refrigerador principal de la planta de ácido 49 por vía de las líneas 50 y 51 y desde aquí pasa al absorbedor 39 para llevar a cabo más absorción del trióxido de azufre y dióxido de azufre sin condensar de la línea 38 a la presión de salida del compresor secundario (15). El producto ácido se sangra por la línea 52.

Los contenidos típicos en dióxido de azufre en las corrientes de ácido que entran y salen del absorbedor 38, por 49 y 41 respectivamente, son de 8 y 80 ppm. En la operación anterior, el ácido se hace circular a la velocidad de 180.000 a 225.000 kg por hora a una concentración del 97 - 100 % realizándose el flujo desde la parte superior del absorbedor, a través del absorbedor y desde aquí a la parte superior de la unidad de secado con aire empleando la diferencial de presión entre dicho absorbedor y unidad de secado para asegurar el flujo. El absorbedor está dotado con un eliminador de niebla muy eficaz (no mostrado) y la corriente gaseosa efluente comprimida 45 se calienta en el convertidor en el punto 34, se recalienta adicionalmente en el horno en el punto 19, se expande entonces en 22 para recuperar energía y se descarga a la atmósfera a través de la línea 53 y una chimenea. La emisión de dióxido de azufre para la planta de 250 toneladas/día asciende a 55,35 kg por día, que corresponde a una emisión de 227 g de dióxido de azufre por tonelada de ácido producido.

Con respecto a la energía, los compresores primario y secundario 3 y 15 requieren una cantidad ligeramente superior

408633

- 12 -



- a 5.000 CV aproximadamente, suministrándose un 80 % de la misma por la expansión del gas de cola, tal como se ha explicado anteriormente, y el resto mediante el empleo de parte de la corriente principal de vapor de agua del proceso en la turbina de condensación 23 y exportando la corriente restante que asciende a 4.500-6.754 kg por hora. El vapor de agua del proceso se produce inicialmente mediante intercambio térmico con la corriente gaseosa convertida 35 en el calentador de agua de alimentación principal de la planta 36, se conduce entonces por vía de la línea 54 al horno 16 en el cual se calienta adicionalmente en 18 y por último se alimenta a través de la línea 20 a la turbina de condensación 23. El vapor de agua de exportación se separa de la línea 20 a través de la línea 55. El vapor de agua no condensado de la turbina 23 se elimina y condensa en el condensador 56.

EJEMPLO 2

- La mejora según la invención se aplica a una planta de ácido sulfúrico de 250 toneladas/día que utiliza azufre, aire y agua como materiales de partida. La planta es similar a la ilustrada en el dibujo pero no tiene unidad de condensación de trióxido de azufre. En este ejemplo, el aire es comprimido, enfriado y secado bajo una presión intermedia de 7 atmósferas aproximadamente. El agente empleado en el secado es la corriente de ácido sulfúrico que sale por el fondo del absorbedor y contiene la mayor parte del dióxido de azufre sin convertir que sale del sistema convertidor. En esta operación de secado, el contenido en dióxido de azufre del ácido se reduce desde 90 ppm a 9 ppm aproximadamente, lo cual se traduce en la liberación de trióxido de azufre que se transfiere al aire que penetra en el proceso a la velocidad de aproximadamente



18 kg/hora. El contenido en humedad del aire se reduce también a un valor inferior a 1 mg/SCF el cual es muy aceptable en las plantas convencionales de ácido. Se utiliza ácido sulfúrico al 98 % a temperaturas de aproximadamente 60°C.

5. El aire seco que contiene dióxido de azufre sin convertir reciclado se comprime entonces adicionalmente a un nivel de presión de 22 atmósferas y, a esta presión, se utiliza para quemar azufre en el horno de azufre de alta presión con lo cual se obtiene la producción de un gas caliente que contiene 9 % de dióxido de azufre a una temperatura próxima a 1.000°C. Esta corriente gaseosa se enfría entonces a una temperatura de aproximadamente 400°C y se pasa a través de una serie de lechos catalíticos en los cuales se oxida la mayor parte del dióxido de azufre a trióxido de azufre (oxidación del 99,7 %). La corriente gaseosa que sale del convertidor, que contiene unas 300 ppm de dióxido de azufre, se enfría entonces y se introduce en el absorbedor en donde se absorben la totalidad del trióxido de azufre y aproximadamente 90 % del dióxido de azufre sin convertir restante. El gas que sale del absorbedor de trióxido de azufre se recalienta entonces, se expande a la presión atmosférica a través de una turbina de recuperación de energía y se descarga a la atmósfera conteniendo aproximadamente 40 ppm de dióxido de azufre. El ácido en el absorbedor se encuentra a unos 40°C y tiene una concentración de 98 - 99 %.

20. En las operaciones anteriores, el flujo de ácido asciende a 180.000 kg/hora aproximadamente y el flujo se realiza desde la parte superior del absorbedor a través del absorbedor y desde aquí a la parte superior de la torre de secado con aire/separador empleando la diferencial de presión
- 25.
- 30.

408633



- entre los dos sistemas para asegurar el flujo. Desde la torre de secado con aire el ácido fluye al tanque de bombeo y desde aquí se bombea mediante el sistema de bombas de circulación al enfriador de ácido y de nuevo a la parte superior del absorbedor.
5. Este flujo se compara favorablemente con el flujo de circulación requerido en cada sistema para secar o absorber y se traduce en un sistema de ácido con un juego de bombas en lugar de los dos sistemas con controles separados completos normalmente utilizados.
10. Empleando el proceso de la invención anteriormente ejemplificado, resulta posible obtener un gas de salida que tiene un contenido en dióxido de azufre tan bajo como 20 ppm, que corresponde a una eficacia global de la planta del 99,98 %.
15. Como un medio adicional (no mostrado en los ejemplos anteriores) para incrementar adicionalmente el rendimiento del proceso de esta invención, se ha encontrado ventajoso inyectar en la corriente de ácido sulfúrico en circulación un agente oxidante tal como peróxido de hidrógeno u ozono. El agente oxidante deberá inyectarse en una cantidad adecuada para oxidar el dióxido de azufre residual presente en la corriente de ácido a trióxido de azufre.
20. A pesar de que en el ejemplo 1 se obtiene trióxido de azufre líquido por condensación indirecta, debe entenderse que esto no constituye el único medio por el cual puede ser obtenido. De otro modo, por ejemplo, puede alimentarse el gas convertido, al menos en parte, a una unidad de oleum en donde el trióxido de azufre se disuelve en ácido sulfúrico concentrado, siendo alimentado cualquier gas no disuelto a la unidad absorbente. El oleum resultante puede inyectarse en la corriente de ácido en circulación o recuperarse como un pro-
- 25.
- 30.

408633



ducto el cual puede destilarse ulteriormente para producir trióxido de azufre.

- Las características clave del proceso tal como se ha ilustrado en los ejemplos anteriores consisten por lo tanto en el empleo de una corriente continua de ácido sulfúrico como medio para separar el dióxido de azufre de la corriente gaseosa convertida; el empleo de la condensación de trióxido de azufre como un medio adicional de eliminación del dióxido de azufre con inyección de la totalidad o parte del condensado en la corriente de ácido; la provisión de una operación de absorción y separación del dióxido de azufre total integrada con la absorción del trióxido de azufre y secado con aire; y la selección de las presiones y temperaturas de operación que favorecen la conversión de dióxido de azufre a trióxido de azufre, absorción de dióxido de azufre en el ácido y trióxido de azufre líquido, y desorción del dióxido de azufre del ácido en la torre de secado.
- 5.
 - 10.
 - 15.

- Haciendo referencia de nuevo a los ejemplos, la temperatura y presión específicas utilizadas en la operación de absorción son inferiores y superiores, respectivamente, a las reinantes en la separación o en la operación de secado con aire. Sin embargo, debe entenderse que las condiciones ilustradas de temperatura y presión no son críticas. Generalmente, el procedimiento es favorecido cuanto mayor sea la diferencia de presión entre las operaciones de absorción y separación, realizándose la primera a la presión más elevada. La operación de separación puede realizarse a presión atmosférica si bien se prefiere el empleo de una presión superatmosférica. En lo que respecta a las temperaturas, es preferible que la operación de separación se realice a una temperatura superior a la
- 20.
 - 25.
 - 30.



temperatura de la operación de absorción.

5. Aunque el azufre elemental ha sido elegido en los anteriores ejemplos como la fuente de dióxido de azufre, será evidente que también son adecuadas otras fuentes, tales como dióxido de azufre líquido, sulfuro de hidrógeno, gases de escape de tostadores de mineral de sulfuros, etc.

10. La concentración del ácido sulfúrico empleado como absorbente en la operación de absorción no necesita ser del 97 - 100 % como se ha indicado en los ejemplos. Resulta adecuado cualquier ácido sulfúrico que tenga una gama de concentración comprendida entre 92 y 100 %.

15. Como se habrá observado fácilmente a partir de la descripción anterior, el proceso mejorado de esta invención se traduce en la producción de ácido sulfúrico, oleum y trióxido de azufre líquido con una eficacia extremadamente alta, lo cual da a entender un costo reducido de fuente de azufre u otro dióxido de azufre por unidad de producción. Adicionalmente, el procedimiento es capaz de generar gases efluentes con un contenido en dióxido de azufre de 50 ppm o menos, lo cual satisface en la actualidad las normas de emisión más rigurosas implicadas en las plantas de ácido sulfúrico. En adición, el procedimiento es inherentemente más simple que los procesos convencionales de ácido sulfúrico e implica unas condiciones de operación compatibles con los materiales convencionales de construcción. Las plantas que utilizan este proceso mejorado son capaces de ser fabricadas en pequeños sitios y de ser transportables hasta grandes capacidades, reduciendo al mínimo con ello los costos de edificación y terreno que contribuyen fuertemente a los costos totales de la planta.
- 20.
- 25.



N O T A

=====

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. También se hace constar que el invento

5. corresponde a dos solicitudes de patente presentadas en Inglaterra con los nos. y fechas: 53.087/71 de 16 de noviembre de 1971 y 15.902/72 de 6 de abril de 1972, acogiéndose por lo tanto a los beneficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor, siendo lo que constituye la esencia del referido invento por lo que se solicita Patente de Invención por 20 años en España, sobre: PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO; caracterizándose por lo siguiente:

- 10.
15. 1.- Procedimiento para la producción de ácido sulfúrico, mediante conversión catalítica de dióxido de azufre gaseoso a trióxido de azufre, en presencia de aire seco, y bajo presión elevada; caracterizado porque comprende alimentar la corriente gaseosa convertida, bajo presión elevada, a una unidad absorbente; hacer circular el ácido sulfúrico esencialmente
20. libre de dióxido de azufre a través de la unidad absorbente para absorber el trióxido de azufre y dióxido de azufre no convertido de dicha corriente gaseosa convertida; despresurizar el ácido; separar simultaneamente el dióxido de azufre del ácido por medio de aire o un gas libre de dióxido de azufre y
25. separar la humedad de dicho aire o gas libre de dióxido de azufre por medio de dicho ácido; enfriar el ácido esencialmente libre de dióxido de azufre resultante; y recircular al menos parte del mismo a la unidad absorbente.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, carac-





- terizado porque comprende la etapa adicional de condensar parte del trióxido de azufre y dióxido de azufre sin convertir que constituyen la corriente gaseosa convertida y alimentar el resto, bajo la citada presión elevada, a la unidad absorbente.
5. 3.- Procedimiento según la reivindicación 2, caracterizado porque al menos parte del condensado se recupera como producto.
10. 4.- Procedimiento según la reivindicación 2, caracterizado porque al menos parte del condensado se inyecta en la corriente de ácido sulfúrico a medida que esta última sale de la unidad absorbente.
15. 5.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el gas convertido se alimenta, al menos en parte, a una unidad de oleum en donde el trióxido de azufre se disuelve en ácido sulfúrico concentrado para formar oleum y el gas no disuelto se alimenta a la unidad absorbente.
20. 6.- Procedimiento según la reivindicación 5, caracterizado porque parte del oleum se inyecta a la corriente de ácido sulfúrico a medida que esta sale de la unidad absorbente y se recupera el resto.
25. 7.- Procedimiento según la reivindicación 6, caracterizado porque el oleum recuperado se destila para producir trióxido de azufre.
30. 8.- Procedimiento según la reivindicación 1, 2 ó 5, caracterizado porque la operación de separación se efectúa a presión atmosférica.
- 9.- Procedimiento según la reivindicación 1, 2 ó 5, caracterizado porque la operación de separación se efectúa a presión superatmosférica.



- 10.- Procedimiento según la reivindicación 1, 2 ó 5, caracterizado porque la operación de separación se efectúa a una temperatura superior a la existente en la operación de absorción.
5. 11.- Procedimiento según la reivindicación 1, 2 ó 5, caracterizado porque se inyecta un agente oxidante de dióxido de azufre en la corriente de ácido sulfúrico en circulación.
10. 12.- Procedimiento según la reivindicación 1, 2 ó 5, caracterizado porque en la corriente de ácido sulfúrico en circulación se inyecta un agente oxidante seleccionado entre peróxido de hidrógeno y ozono, en una cantidad suficiente para oxidar el dióxido de azufre residual presente en dicho ácido sulfúrico a medida que este sale de la operación de separación.
15. 13.- Procedimiento para la producción de ácido sulfúrico, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria e ilustrado en el dibujo adjunto.

Esta Memoria consta de 19 hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 16 NOV. 1972

CANADIAN INDUSTRIES LIMITED.

20.

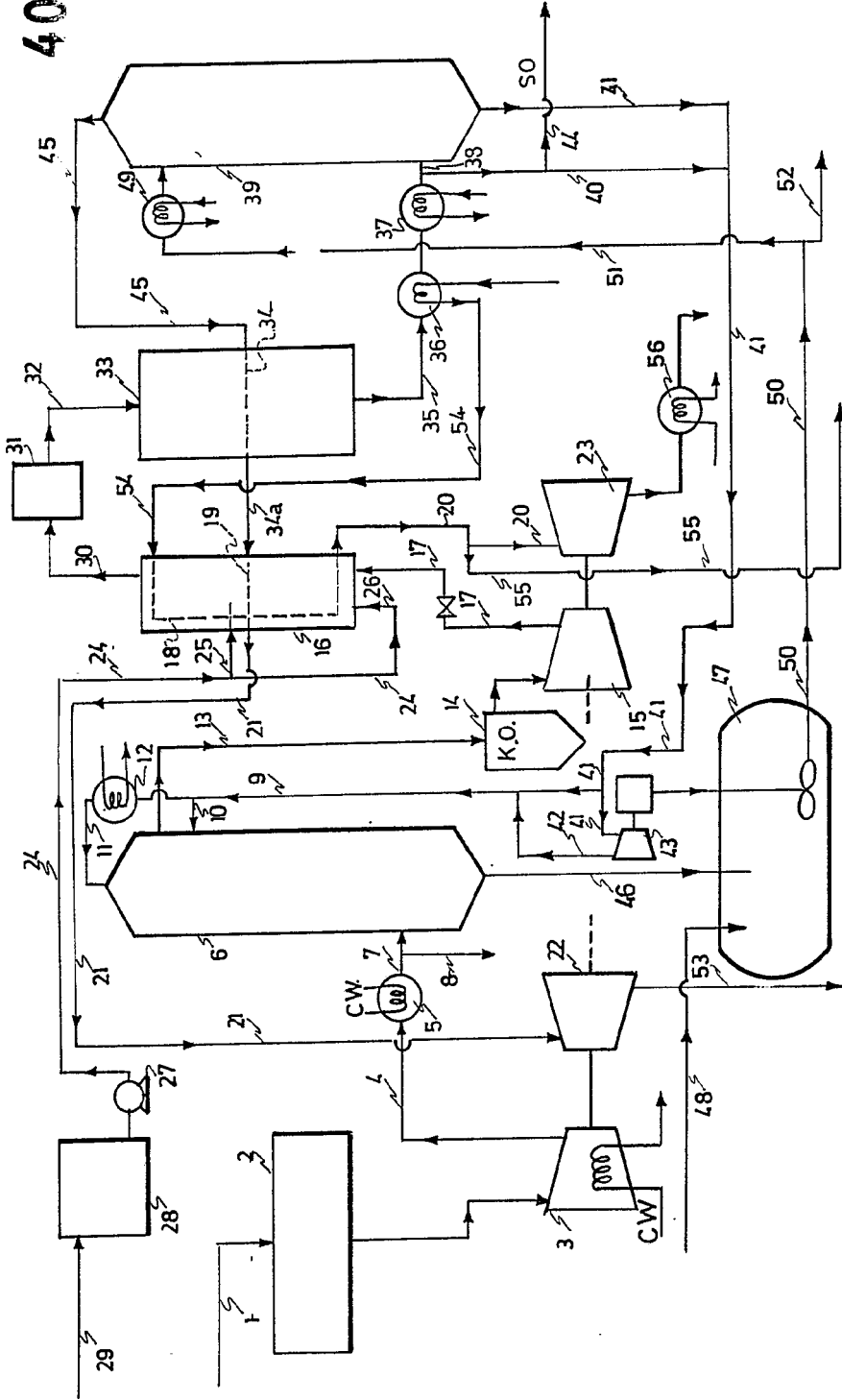
L. GOMEZ ACEBO Y MUJET

P. P. Firmado: L. Gaita Fernández

408633

408633

16 DIC. 1972



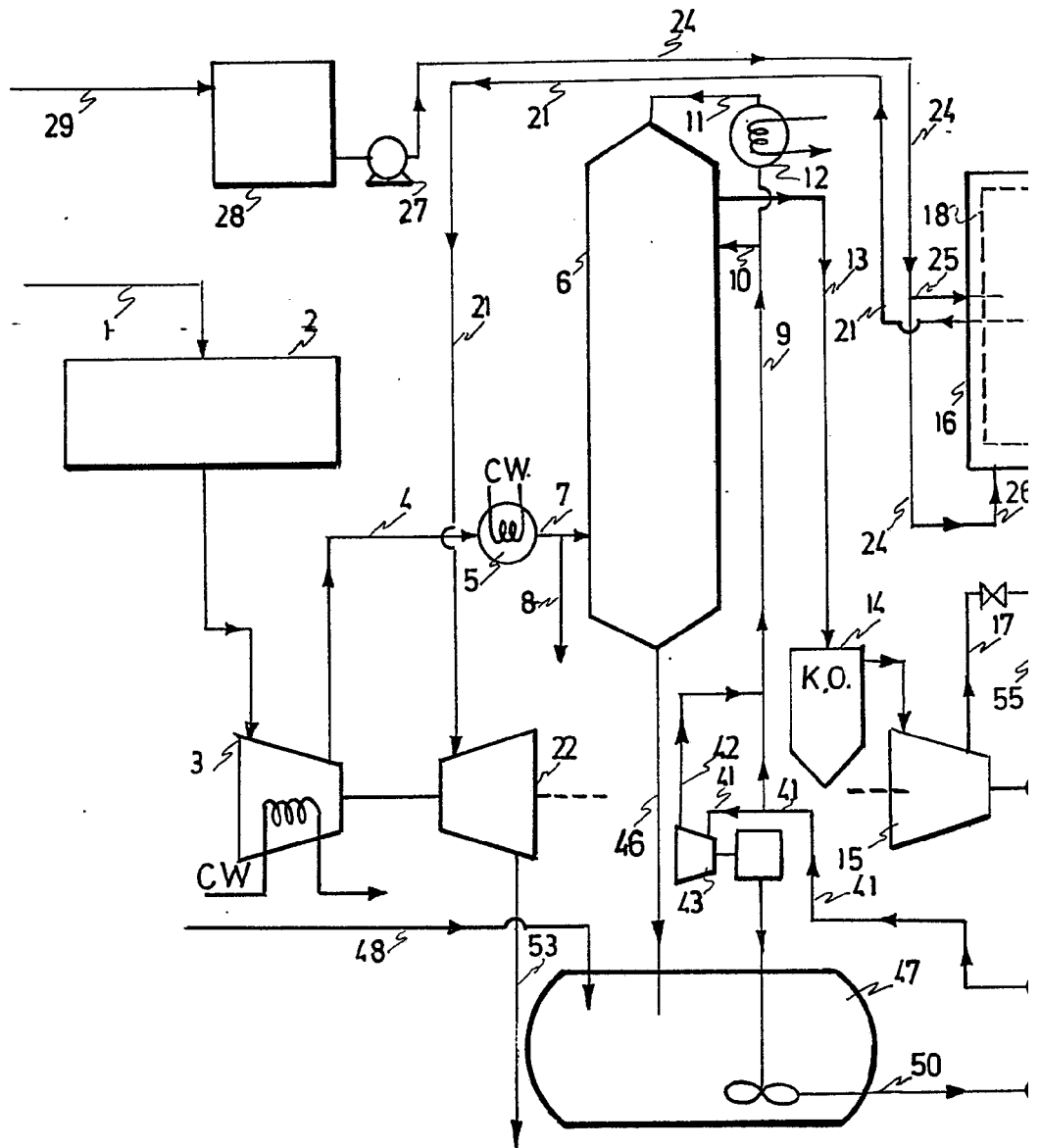
Madrid 16 DIC. 1972

A. GOMEZ ACILLO Y BARRAL
C/6 Edificio La Gran Encarnación

Ampliado

ESCALA VARIABLE.

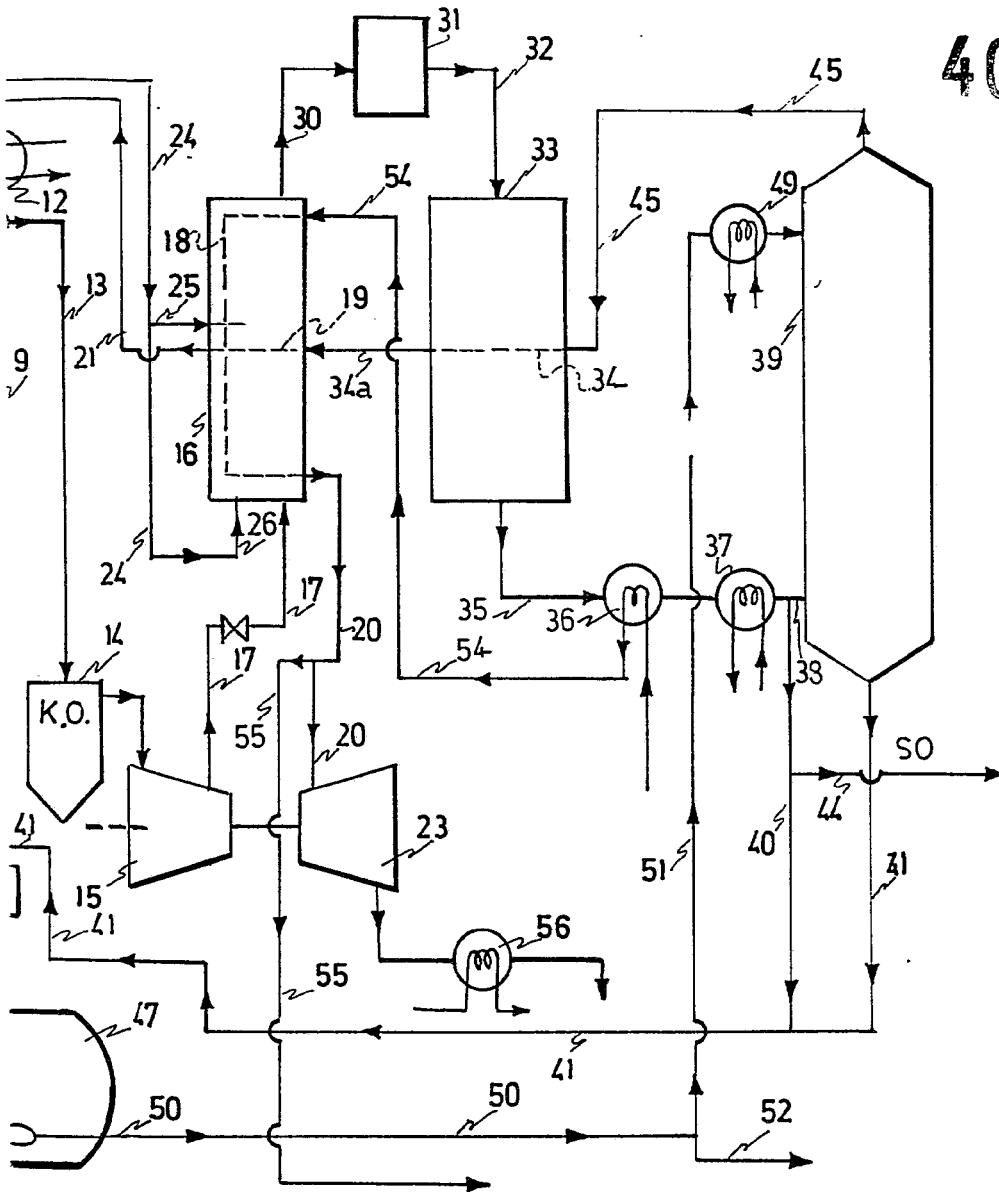
408633



ESCALA VARIABLE.

16 DIC. 1972

408633



16 DIC. 1972

Madrid

M. GOMEZ ACEBO Y COLA
R. B. Elmer de L. Gasta Fernández

[Handwritten signature]