

357411

P.- 39.154

1.001/68 "Catalyse SO_2
sous pression"

Memoria descriptiva



para solicitar **PATENTE DE INVENCIÓN** por **20 años**

a nombre de **UGÈNE RUIILLANT**

~~entidad/nacionalidad:~~ sociedad anónima francesa

con domicilio en 10, rue du Général Joy, París, Francia

por: "PROCEDIMIENTO PARA LA OBTENCIÓN DE ACIDO SULFURICO
POR OXIDACION CATALITICA BAJO PRESION DE GAS O₂
PEQUEÑO CONTENIDO EN SO_2 ", (Clase Internacional 061b)

**POOR
QUALITY**



El invento tiene por objeto un procedimiento para la fabricación de ácido sulfúrico por oxidación catalítica bajo presión de gas con pequeño contenido en SO_2 , en particular gases que tienen un contenido en SO_2 inferior a 9% aproximadamente, así como gas procedente de la combustión del azufre.

Se sabe que, para resolver los problemas agudos planteados en la actualidad por la contaminación atmosférica, se ha propuesto disminuir el contenido residual en SO_2 de los gases que abandonan las instalaciones productoras de ácido sulfúrico aumentando el rendimiento de la conversión catalítica más allá del valor de 98%, que era considerado anteriormente como aceptable.

Esta sugerencia teóricamente seductora tropieza, sin embargo, con grandes dificultades prácticas, porque las composiciones de los gases habitualmente tratados en los convertidores para la fabricación del ácido sulfúrico y las posibilidades de los catalizadores industriales utilizados, no permiten rendimiento de conversión superior a 99% en una catálisis ordinaria.

La técnica anterior ha utilizado, pues, un medio complementario para obtener rendimientos de conversión más elevados, medio que consiste en absorber el anhídrido sulfúrico formado en el curso de la reacción antes de que la conversión de SO_2 haya terminado. Se ha podido determinar así, a partir de la cinética de la reacción que el rendimiento de conversión antes de la primera absorción debía ser entonces próximo a 90%.

Un cierto número de documentos anteriores describen la conversión catalítica de SO_2 en SO_3 en varias



etapas separadas por una absorción intermedia y pueden ser citados para situar el estado de la técnica. Se indicarán especialmente, a título ilustrativo, las patentes francesas número 1.281.603, 1.300.466, 1.382.360, 1.382.361, 1.385.698, 1.440.930 (y su certificado de adición número 87.930), 1.447.061 y 1.451.923.

De hecho, tal procedimiento de catálisis que utiliza por lo menos dos etapas de conversión, conviene para todos los gases obtenidos por combustión del azufre, pero no es aplicable a los gases obtenidos por tostación de los minerales sulfurosos, si el contenido en SO_2 de éstos es inferior a 9%aproximadamente, más que a condición de aportar calorías a la reacción, porque es necesario recalentar los gases procedentes de la instalación de depuración antes de enviarlos al reactor para la oxidación catalítica de SO_2 en SO_3 . Algunos de los documentos anteriores citados más arriba, en particular las patentes francesas número 1382360, 1.382.361, y 1.440.930, conciernen a procedimientos para el tratamiento de gases que contienen menos de 9% de SO_2 y describen, pues, medios para realizar la aportación exterior de calorías necesarias. No parece que estos procedimientos sean plenamente satisfactorios desde el punto de vista económico.

A la necesidad de disminuir la cantidad de SO_2 expulsada a la atmósfera, se añade actualmente el problema del aumento de la capacidad de las unidades de producción de ácido sulfúrico. Este último problema es difícil de resolver desde el punto de vista tecnológico, cuando se desea utilizar las concepciones ya existentes y aumentar las capacidades de producción.



Se observará, finalmente, que publicaciones científicas han mencionado ya que la conversión catalítica de SO_2 en SO_3 , que es una reacción exotérmica, era favorecida por un aumento de la presión de reacción. Se pueden citar a este respecto las patentes francesas número 791.425 y 953.583, la patente norteamericana número 2.075.075 y el artículo del profesor Cathala, publicado en 1.957 en los Annales du Genie Chimique.

El invento aprovecha y combina algunos de los medios ya propuestos por la técnica anterior aplicándolos al tratamiento de los gases con pequeño contenido en SO_2 .

Permite así, a la vez, disminuir la dimensión de las instalaciones de producción que serían actualmente laboradas y disminuir las cantidades de SO_2 rechazadas a la atmósfera.

El invento tiene, pues, por objeto, un procedimiento para la obtención de ácido sulfúrico por oxidación catalítica bajo presión de gas con pequeño contenido en SO_2 , estando caracterizado dicho procedimiento porque se realiza la catálisis bajo una presión de 3 a 9 bares absolutos, con o sin absorción intermedia del SO_3 formado en la primera fase de catálisis, siendo recalentados los gases residuales antes de la expansión, de preferencia por cambio de calor con los gases de reacción.

Los gases bajo presión utilizados en el procedimiento pueden ser producidos con ayuda de compresores de gran caudal. El procedimiento del invento opera bajo presión tanto en el caso clásico de la simple absorción del SO_3 formado después de catálisis, como en el caso de la doble absorción, es decir, de la absorción intermedia



del SO_3 formado después de la primera zona de catálisis. La presión varía entre 3 y 9 bares absolutos y su valor exacto óptimo se elegirá en cada caso en función del tamaño de la unidad de fabricación y del coste de la energía.

En el procedimiento del invento, la absorción de SO_3 debe ser realizada bajo presión, en particular en el caso de la doble absorción. Esta absorción será realizada, de preferencia, a una temperatura de 175°C a 250°C para los gases y 60°C a 90°C para el ácido.

El procedimiento según el invento presenta como ventaja poder tratar, en instalaciones con doble absorción, gases de tostación de mineral sulfuroso con contenido en SO_2 inferior a 9%, especialmente con contenido en SO_2 comprendido entre 4 y 9%, y esto sin aportación de calorías exteriores. Esto resulta del hecho de que la compresión del gas va acompañada de un calentamiento de éste, calentamiento suficientemente importante para compensar las calorías que faltan.

Por ejemplo, en el caso de una compresión a 4,5 bares absolutos, la temperatura de los gases en el escape será del orden de 240°C para una temperatura en la admisión de 35°C . Se obtiene, pues, un calentamiento de 205°C que permite disminuir a 4% el contenido en SO_2 de los gases que pueden ser tratados en una instalación con doble absorción, sin aportación de calorías exteriores. En el caso de una instalación que funciona a un nivel de presión más elevado, será siempre posible, si es necesario, llevar la temperatura de los gases en el escape del compresor a un nivel de $200-240^\circ\text{C}$, por una refrigeración apropiada entre



los niveles de compresión.

Siendo el contenido en SO_2 de los gases industriales, en general, superior a 4%, resulta que se dispone de calorías en el conjunto del sistema.

5

Siendo la presión disponible a la salida del compresor de 3 a 9 bares absolutos y siendo la pérdida de carga del sistema, aguas abajo del compresor, como máximo de 1,5 bares, se dispondrá, a la salida de la última torre de absorción, de gases a 80°C aproximadamente y a una presión de por lo menos 2 bares, y casi siempre superior. Se operará, pues, según el invento, un recalentamiento de estos gases antes de enviarlos a una turbina de expansión que estará acoplada al árbol de arrastre del compresor con una turbina de vapor o un motor eléctrico. Tal recalentamiento puede ser realizado con las calorías disponibles en los gases que salen de catálisis o, eventualmente, por combustión directa o indirecta de aceite pesado o por cualquier otro medio conocido, por ejemplo con calorías disponibles en los gases de tostación de los minerales que sirve para la producción del SO_2 , o calorías que resultan de la combustión de H_2S y recuperadas por medio de un cambiador de calor.

10

15

20

25

30

Si el recalentamiento de los gases, antes de la turbina de expansión, es suficiente, habida cuenta de la presión a recuperar, la temperatura de los gases en el escape de la turbina de expansión será suficiente para permitir la instalación de un recalentador de agua. Estará, en todos los casos, a un nivel del orden de 150° antes del rechazo, nivel que favorece la velocidad ascensional en la chimenea de evacuación.



El procedimiento según el invento permite obtener, a partir de gases procedentes de mineral sulfuroso (pirita, blenda, galena, H_2S , pirrotita, gas de convertidor de cobre, descomposición del yeso o de la anhidrita) y cuyo contenido en SO_2 puede variar de 4% a 9%, rendimiento de 99% por lo menos, con tres capas de catalizador, en el caso de una catálisis con simple absorción, y rendimientos que pueden alcanzar 99,85% por lo menos con tres capas del catalizador, en el caso de una catálisis con doble absorción.

El procedimiento del invento puede ser utilizado igualmente para el tratamiento de los gases que contienen anhídrido sulfuroso SO_2 obtenido a partir de la combustión del azufre. Estos gases tienen entonces un contenido en SO_2 que puede alcanzar 12%.

Existe una diferencia importante para la utilización del procedimiento entre los gases de combustión de minerales sulfurados (blenda-galena-pirita-yeso o anhidrita-mineal de cobre- H_2S) y la de los gases de combustión de azufre, debido a que los primeros necesitan una depuración antes del envío al catalizador, depuración que no puede hacerse sin refrigeración.

Se sabe además que, para los gases de combustión de azufre, es posible utilizar directamente estos gases sobre la primera capa de catálisis, cuando se obtienen a partir de aire seco y cuando son simplemente enfriados a la temperatura a que debe efectuarse la reacción de oxidación del SO_2 , es decir, una temperatura de 420 a 450°C aproximadamente. Para el tratamiento de los gases de combustión del azufre, que constituye una variante de aplicación del pro-



cedimiento del invento, no es, pues, ya necesario recalentar los gases antes de la reacción de catálisis, lo que simplifica la instalación de utilización y permite una economía de inversión en instalaciones.

5 En particular, conforme a esta variante del invento, se pueden utilizar gases más concentrados en SO_2 , operando a la vez bajo las presiones de 3 a 9 bares absolutos tales como se indican más arriba, y se puede obtener entonces un rendimiento de conversión de 99% con tres capas de catalizador en el caso de una absorción única y un rendimiento de 99,85% con cuatro capas de catalizador en el caso en que se procede a una absorción intermedia del SO_3 formado. Los dispositivos de eliminación de las calorías entre niveles de conversiones pueden ser simplificados y, en particular, se pueden utilizar inyecciones de aire bajo presión.

10 En el procedimiento de tratamiento de los gases de combustión del azufre, en efecto, los gases que contienen anhídrido sulfuroso SO_2 son producidos en un horno de azufre y atraviesan luego una caldera de recuperación donde su temperatura es disminuída a 420-450°C antes de su introducción en la primera capa de catalizador. El aire necesario para la producción de este SO_2 , introducido en el horno de combustión de azufre bajo una presión de 3 a 15 9 bares, es proporcionado por el compresor necesario para la utilización del procedimiento que, por consiguiente, es completado por una combustión del azufre bajo presión.

20 Se puede utilizar ventajosamente una parte del aire impulsado por este compresor para inyectarlo entre las diversas zonas de catálisis para facilitar así la eli-



minación de las calorías entre los niveles sucesivos de conversión. Sin embargo, el aire tomado en la salida del compresor es parcialmente recalentado por la compresión. Para disminuir el volúmen necesario, y, por consiguiente, las características de la instalación principal, se podrá enfriar eventualmente el aire tomado en la salida del compresor, o bien por un cambiador enfriado por aire o por agua, o bien igualmente por riego o por medio de ácido sulfúrico en una torre prevista a este efecto, lo que permite alcanzar temperaturas más bajas, siendo enfriado a su vez el ácido en un refrigerante auxiliar. En una variante, se puede utilizar también el aire caliente con objeto de tener una dilución más importante. En otros casos todavía, se podrá limitar ventajosamente la refrigeración de manera que se ajuste a voluntad el contenido en oxígeno de los gases después de la mezcla.

Las condiciones generales de utilización del procedimiento de tratamiento de gas de combustión del azufre son, por lo demás, las que se han descrito ya en detalle anteriormente; se observará que en el caso del tratamiento de los gases de combustión de azufre, el recalentamiento de los gases que salen de la última torre de absorción, y antes de su introducción en la turbina de expansión, será realizado, de preferencia, con las calorías disponibles en los gases que salen de la catálisis, o eventualmente por combustión directa o indirecta de aceite pesado o por cualquier otro medio conocido, por ejemplo con calorías disponibles en gases de tostación de mineral y recuperadas por medio de un cambiador de calor.

El procedimiento según el invento permite obte-



ner, a partir de gases procedentes de la combustión del azufre y cuyo contenido en SO_2 puede alcanzar 12%, rendimientos de 99% por lo menos con tres capas de catalizador en el caso de una catálisis con simple absorción, y rendimientos que pueden alcanzar 99,85% por lo menos con cuatro capas de catalizador en el caso de una catálisis con doble absorción.

El invento es ilustrado, sin ser limitado, por los ejemplos siguientes.

EJEMPLO 1

Este ejemplo se refiere al tratamiento de un gas de pirita que contiene 7,5% de SO_2 y 10,8% de oxígeno. Se ha operado con simple absorción, conforme a la figura 1 del dibujo anejo.

Se describirá a continuación sucintamente la instalación utilizada, dando el significado de las referencias puestas en el dibujo.

REFERENCIA

SIGNIFICADO

1	Primera capa de catalizador
2	Segunda capa de catalizador
3	Tercera capa de catalizador
4,5,6,7	Cambiadores de calor
8	Torre de secado
9	Compresor
10	Torre de absorción
11	Turbina de gas



- 12 Turbina de vapor
- 13 Economizador (recalentador de agua)
- 14 Chimenea de evacuación

5

Los gases brutos de tostación penetran por 15 en la torre 8.

10

A la salida de la torre de secado 8, los gases son recogidos por el compresor centrífugo 9, y comprimidos a 4,5 bares aproximadamente. La temperatura de los gases es entonces de 220°C en el escape del compresor.

15

Estos gases son llevados a la temperatura de 430°C en el cambiador 5 por cambio de calorías con los gases convertidos que salen de la tercera capa de catalizador, y luego en el cambiador 4 por cambio de calorías con los gases parcialmente convertidos que salen de la primera capa de catalizador. Pasan luego, después de haber atravesado la primera capa de catalizador, el cambiador 4, luego sobre la segunda capa de catalizador vuelven a salir a la temperatura de 515°C aproximadamente, y son enfriados de nuevo antes de pasar sobre la tercera capa de catalizador en el cambiador 7, por cambio de calorías con los gases que van a la turbina de expansión 11. Pasan luego sobre la tercera capa de catalizador, donde se alcanza el rendimiento de 99%, luego son enfriados parcialmente en el cambiador 5, donde pasan los gases que van al convertidor y luego son de nuevo enfriados a 200°C en el cambiador 6 por cambio de calorías con los gases que salen del absorbedor 10. El SO_3 es absorbido luego en la

20

25

30



torre 10 y los gases inertes, a una presión del orden de 3,5 bares y una temperatura de 80°C aproximadamente, son recalentados a 430°C aproximadamente pasando sucesivamente a los cambiadores 6 y 7, y son enviados a la admisión de la turbina de expansión 11. Vuelven a salir por el escape a una temperatura de 290°C aproximadamente, y son finalmente enfriados a 150°C, aproximadamente, en un recalentador de agua 13. Luego son expulsados a la chimenea de evacuación.

El rendimiento global de conversión es igual a 99%.

EJEMPLO 2

Este ejemplo se refiere al tratamiento de un gas de pirita que contiene 9% de SO₂ y 8,5% de oxígeno. Se ha operado con doble absorción conforme a la figura 2 del dibujo anejo. Se dará a continuación el significado de las referencias mencionadas en el dibujo:

- 20 20 Primera capa de la primera zona de catálisis
- 21 Segunda capa de la primera zona de catálisis
- 22 Segunda zona de catálisis
- 23, 24, 25, 26 Cambiadores de calor
- 27 Torre de secado
- 25 28 Compresor
- 29 Primer absorbedor
- 30 Segundo absorbedor
- 31 Turbina de gas
- 32 Turbina de vapor
- 30 33 Chimenea de evacuación.



Los gases brutos son introducidos por 34 en la torre de secado 27.

5 La primera catálisis comprende dos capas de catalizador 20 y 21. La segunda caja de catálisis no comprende más que una sola capa de catalizador 22. El rendimiento de conversión después de la capa 22 es de 99,85%.

10 Los gases secados en 27 son recogidos por el compresor 28 y comprimidos a 4,5 bares. Están entonces a la temperatura de 220°C, aproximadamente. Luego son llevados a 430°C en el cambiador 25, donde cambian calorías con los gases parcialmente convertidos que salen de la capa 21. Pasan luego sobre la capa 20, de donde vuelven a salir con un rendimiento de conversión del orden de 70%. Luego son enfriados en un cambiador de calor 26 por cambio de calorías con los gases que van a la capa 22 y que pasan sobre la 152 capa 21 donde el rendimiento de conversión alcanza 94%. Entonces son enfriados en el cambiador 25 y luego en otro cambiador 24, por cambio de calorías con los gases que salen del primer absorbedor 29. Pasan luego al primer absorbedor 20 29 donde el SO₃ formado es retenido, luego a los cambiadores 24, 26, antes de atravesar la capa 22 que da un rendimiento de conversión de 97,5%. Los gases convertidos vuelven a salir a la temperatura de 450°C aproximadamente y son enviados al segundo absorbedor 30 a través del 25 cambiador 23, donde son enfriados por cambio de calorías con los gases desembarazados del SO₃ que van a la turbina de expansión 31. Llegan a la admisión de esta turbina a una presión próxima a 3,5 bares y a una temperatura de 350°C. Sus temperaturas en el escape son de 180°C y son 30 enviados a la chimenea de evacuación 33.



EJEMPLO 3

Este ejemplo se refiere al tratamiento de un gas que contiene 4% de SO₂. Se ha operado con doble absorción y con una catálisis en dos etapas conforme al esquema de la figura 3. Las referencias mencionadas en el dibujo tienen el significado siguiente:

- 40 Primera capa de la primera zona de catálisis
- 41 Segunda capa de la primera zona de catálisis
- 42 Segunda zona de catálisis
- 43, 44, 45, 46 Cambiadores de calor
- 47 Compresor centrífugo
- 48 Primer absorbedor
- 49 Segundo absorbedor
- 50 Turbina de gas
- 51 Introducción de combustible
- 52 Chimenea de evacuación.

El compresor 47 y la turbina de gas 50 tienen el mismo árbol. Los gases brutos son introducidos por 53 en el compresor.

A la salida del compresor 47, a la presión de 4,5 bares absolutos y a la temperatura de 220°C aproximadamente, los gases son recalentados en un cambiador 44, por cambio de calor con los gases parcialmente convertidos que salen de la segunda capa 42 de la primera caja de catálisis, y luego son llevados a la temperatura de 430°C por cambio de calor, en el cambiador 46, con los gases que sa-

15 (51. 199)

5 Len de la primera capa 40 de la primera caja. Luego son convertidos parcialmente en la capa 40, luego enfriados en el cambiador 46 y son enviados a la capa 41, de donde vuelven a salir a una temperatura de 460°C aproximadamente. Entonces son enviados a la primera torre de absorción 48, a través de un cambiador 45, donde son enfriados a 180-200°C por cambio de calor, con los gases procedentes de la primera absorción y que van a la capa 42. Después de la primera absorción, los gases que contienen todavía SO₂ son recalentados en un cambiador 49 por cambio de calor con los gases que van a la segunda absorción. Salen a 200°C aproximadamente y son luego recalentados en el cambiador 45 antes de ser enviados a la capa de catálisis 42 de la segunda caja de catálisis. El rendimiento de conversión alcanza 97,5% y los gases son enviados a la segunda torre de absorción a través de los cambiadores 43 y 44.

15 A causa del contenido muy pequeño en SO₂ (4%), de los gases brutos, es necesario recalentar los gases antes de la admisión en la turbina 50. A la salida de la segunda torre de absorción 49, los gases a 80°C y 3,5 bares absolutos aproximadamente son, pues, recalentados a por lo menos 350°C antes de ser enviados a la turbina de gas 50, por combustión directa de combustible 51 en los gases, siendo el contenido en oxígeno de éstos suficiente.

20 Con tal instalación, para una presión mínima de 4 bares absolutos después de compresión de los gases a 4% de SO₂, el rendimiento global es de 99,85%,

30 EJEMPLO 4



Se ha aplicado igualmente el procedimiento del invento al tratamiento de gas de combustión del azufre utilizando la instalación esquemáticamente representada en la figura 1 ó en la figura 2.

5 El compresor centrífugo 9 ó 28 introduce el aire seco en 8 ó 27 en el horno de combustión de azufre y una caldera de refrigeración consecutiva. El aire procedente del compresor ha sido calentado en el curso de la compresión. Los gases que contienen SO_2 salen de la caldera a una temperatura próxima a $430^{\circ}C$ antes de pasar a la primera capa de catalizador.

10 Si se utiliza la instalación de la figura 1, es decir, si se opera una catálisis con simple absorción, se substituyen los cambiadores 4 y 5 por cualquier otro medio de refrigeración, por ejemplo un aparato de vaporización de agua o de producción de vapor sobrecalentado. El funcionamiento de la instalación es entonces idéntico al de la figura 1.

15 Con la instalación de la figura 2, es decir, para una catálisis con doble absorción, se substituye el cambiador 25 por un medio de refrigeración del tipo citado y se opera de una manera análoga.

20 Este ejemplo muestra que el procedimiento del invento puede aplicarse a gases que contienen contenidos variables, pero pequeños en SO_2 .

EJEMPLO 5

25 Este ejemplo se refiere al tratamiento de un gas de combustión de azufre que contiene aproximadamen-

30



te 9% de SO_2 . Se ha operado con simple absorción conforme al esquema representado en la figura 4.

Se describirá a continuación sucintamente la instalación representada en la figura 4 dando el significado de las referencias puestas en el dibujo:

5

10

15

20

25

30

101	Primera capa de catalizador
102	Segunda capa de catalizador
103	Tercera capa de catalizador
104, 105	Cambiadores de calor
106	Horno de azufre
107	Caldera de recuperación
108	Generador de aire seco
109	Compresor
110	Torre de absorción
111	Turbina de gas
112	Turbina de vapor
113	Economizador (recalentador de agua)
114	Torre de ácido
115	Inyección de aire
116	Conducción de toma de aire.

Un compresor 109 aspira aire seco procedente de un generador 108 y lo comprime a la presión de 4,5 bares y a la temperatura de 200°C aproximadamente introduciéndolo en un horno 106 de combustión de azufre y en una caldera de recuperación 107 que trabaja en condiciones tales que el contenido en SO_2 de los gases en la entrada de la



15 09

5

caja de catálisis es de 9%. Los gases atraviesan luego la capa 101, el cambiador 104 y la capa 102 y son convertidos entonces a 90%-95%. Son enfriados entonces por una inyección de aire 115, tomado en la impulsión del compresor 109, y una parte de los cuales 116 pasa a una torre 114 regada con ácido con objeto de llevar el contenido en SO_2 de los gases en la entrada de la tercera capa 103 de catálisis a un nivel tal que corresponda a un contenido de 7% en la entrada de la primera capa.

10

Después de la tercera capa 103 que lleva el rendimiento de conversión a 99%, los gases son enfriados en el cambiador 105 antes de entrar en la torre 110 de absorción del SO_3 . Los inertes que salen de la torre son recalentados hacia $500^{\circ}C$ sucesivamente en los cambiadores 105 y 104, antes de ser admitidos en la turbina de expansión 111 a una presión de 3,5 bares. En el escape de esta turbina 111 de expansión de los gases, estos son complementariamente enfriados en un recalentador de agua 113 hasta $150^{\circ}C$ aproximadamente. La turbina de gas 111 está asociada sobre el mismo árbol a una turbina de vapor 112.

15

20

EJEMPLO 6

25

Este ejemplo se refiere al tratamiento de un gas de combustión de azufre que contiene 12% de SO_2 , y se ha operado con doble absorción conforme al esquema de la figura 5 del dibujo anejo. Se dará a continuación el significado de las referencias citadas en el dibujo:

30



	120	Primera capa de la primera zona de catálisis
	121	Segunda capa de la primera zona de catálisis
	122	Tercera capa de la primera zona de catálisis
5	123	Capa única de la segunda zona de catálisis
	124, 125, 126, 127	Cambiadores de calor
	128	Economizador
	129	Segunda torre de absorción
10	130	Primera torre de absorción
	131	Turbina de gas
	132	Turbina de vapor
	1333	Economizador
	134	Torre de secado de aire
15	135	Compresor
	136	Horno de azufre
	137	Caldera de recuperación.

20 Como en el ejemplo 5, el compresor 135 aspira aire seco procedente de una torre 134 de secado y la comprime a una presión de 4,5 bares introduciéndolo en un horno 136 de combustión de azufre y en una caldera de recuperación 137. A la salida de ésta, el contenido en SO_2 de los gases es de 12% de SO_2 y su temperatura de $430^{\circ}C$

25 aproximadamente. Atraviesan entonces sucesivamente la primera capa de catalizador 120, el cambiador 127, la segunda capa de catalizador 121, el cambiador 126 y la tercera capa de catalizador 122. El rendimiento de conversión es



entonces de 95% aproximadamente.

Los gases van entonces a la primera torre 130 de absorción del SO_3 a través de los cambiadores 124, y 125. A la salida de esta primera torre de absorción 130, los gases que contienen todavía SO_2 al contenido de 1% aproximadamente, son recalentados sucesivamente en los cambiadores 124 y 127 antes de atravesar la cuarta capa de catalizador 123, capa única de la segunda caja de catalisis.

El rendimiento de conversión global referido al azufre quemado en el horno es entonces de 99,85%. Los gases que salen de esta segunda caja de catalisis 123 son enfriados en un recalentador 128 de agua o por cualquier otro medio que pueda ser considerado (vaporización de agua-recalentamiento de vapor) antes de entrar en la segunda torre de absorción 129. Los gases residuales que salen de esta torre a 80°C aproximadamente son recalentados a 500°C por pasada por los cambiadores 125 y 126 antes de ser admitidos en una turbina 131 de expansión de los gases a una presión del orden de 3,5 bares. En el escape de esta turbina, la temperatura de los gases es disminuida a 150°C por paso por un recalentador de agua 133. La turbina de gas 131 está asociada en el mismo árbol a una turbina de vapor 132.

La presente solicitud que corresponde a las presentadas en Francia, el 22 de Agosto de 1.967, bajo el número P.V. 118.648 y 22 de Diciembre de 1.967, Nº P.V. 133.630, se acogen a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

15 OCT.



N O T A

5 Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los siguientes:

10 1.- Procedimiento para la obtención de ácido sulfúrico por oxidación catalítica bajo presión de gas con pequeño contenido en SO_2 , estando caracterizado dicho procedimiento porque se realiza la catálisis bajo una presión de 3 a 9 bares absolutos, con o sin absorción intermedia del SO_3 formado en la primera fase de catálisis, siendo
15 recalentados los gases residuales antes de la expansión, de preferencia por cambio de calor con los gases de reacción.

20 2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque se utilizan gases de combustión de una sustancia sulfurada (blenda, pirita, H_2S , pirrotita, galena, gas de convertidor de cobre, descomposición del yeso o de la anhidrita), cuyo contenido es de 4-9% en SO_2 .

25 3.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque se utilizan gases de combustión del azufre cuyo contenido en SO_2 puede alcanzar 12%.

4.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque se opera con una sola zona de ca-



talizador que comprende tres capas y el rendimiento de conversión obtenido es de 99% por lo menos.

5 5.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 2 y 3, caracterizado porque se opera con dos zonas de catalizador con absorción intermedia del SO_3 formado después de la primera zona de catálisis, alcanzando entonces el rendimiento global 99,85% cuando el rendimiento de conversión después de la primera zona es, por lo menos, igual a 93-94%.

10 6.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 2 y 5, caracterizado porque los gases que salen de la segunda absorción son recalentados antes de la expansión en una turbina de gas.

15 7.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 2, 4 y 6, caracterizado porque los gases que van a la turbina de expansión son recalentados por cambio de calor con los gases que van a la absorción, luego por los gases que salen de la segunda capa de catalizador, o/y por combustión directa o indirecta del combustible o por cualquier otro medio de recalentamiento conocido, por ejemplo con calorías disponibles en los gases de tostación de los minerales que sirven para la producción del SO_2 , o calorías que resultan de la combustión de H_2S y recuperadas por medio de un cambiador de calor.

25 8.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 2, 5 y 6, caracterizado porque los gases que van a la turbina son recalentados por cambio de calor con los gases que van a la segunda absorción y/o por combustión directa o indirecta del combustible.

30 9.- Procedimiento según las reivindicaciones 1,



2 y 5, caracterizado porque los gases que salen de la primera absorción y que van a la segunda catálisis (tercera capa de catalizador) son recalentados por cambio de calor con los gases que salen de la segunda capa de catalizador, luego con los que salen de la primera capa de catalizador, siendo recalentados los gases que van a la primera capa de catalizador por cambio de calor con los que salen de la segunda capa de catálisis.

10 10.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 2 y 3, caracterizado porque los gases que van a la primera capa de catalizador son recalentados por cambios de calor, con los gases que salen de la tercera capa de catalizador, luego con los gases que salen de la primera capa de catalizador, siendo recalentados los gases que salen de la primera absorción y que van a la tercera capa de catalizador por cambio de calor con los gases que van a la segunda absorción, luego con los gases que salen de la segunda capa de catalizador y que van a la primera absorción.

15 20 11.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 3 y 5, caracterizado porque se opera con dos zonas de catalizador con absorción intermedia del SO_3 formado después de la primera zona de catálisis, incluyendo la primera zona de catálisis tres capas de catalizador y la segunda zona una sola capa de catalizador.

25 30 12.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 3, 5, 6 y 11, caracterizado porque los gases que van a la turbina de expansión son recalentados por cambio de calor con los gases que van a la absorción, luego por los gases que salen de la primera capa de catalizador, y/o por combustión directa o indirecta del combustible o por cual-



quiere otro medio de recalentamiento conocido, por ejemplo, con las calorías disponibles en gases de tostación.

5 13.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 3, 5, 6 y 11, caracterizado porque los gases que salen de la absorción final y que van a la turbina de expansión son recalentados por cambio de calor con los gases que van a la primera absorción y luego con los gases que salen de la segunda capa de catalizador.

10 14.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 3 a 11, caracterizado porque los gases que salen de la primera absorción y que van a la segunda catálisis (cuarta capa de catalizador) son recalentados por cambio de calor con los gases que van a la primera absorción y luego con los gases que salen de la primera capa de catálisis.

15 15.- Procedimiento según las reivindicaciones 1, 3 y 11, caracterizado porque en el caso de una catálisis con simple absorción, los gases que salen de la segunda capa de catálisis son refrigerados antes de la admisión en la tercera capa de catálisis por inyección de aire tomado a la salida del compresor y más o menos enfriado, por ejemplo en un cambiador o en una torre regada con ácido, con objeto de ajustar la temperatura en la entrada de la tercera capa de catalizador, regulando a la vez el contenido en oxígeno de los gases después de la mezcla.

20 25 16.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 y 6, caracterizado porque los gases expandidos en la turbina de gas son enfriados después de la expansión, por ejemplo en un recalentador de agua o un vaporizador.

30 17.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el efluente es expulsado a una tempe-



ratura mínima de 150°C.

18.- Procedimiento para la obtención de ácido sulfúrico por oxidación catalítica bajo presión de gas con pequeño contenido en SO₂.

5

Tal y como se ha descrito en la memoria que antecede representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

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

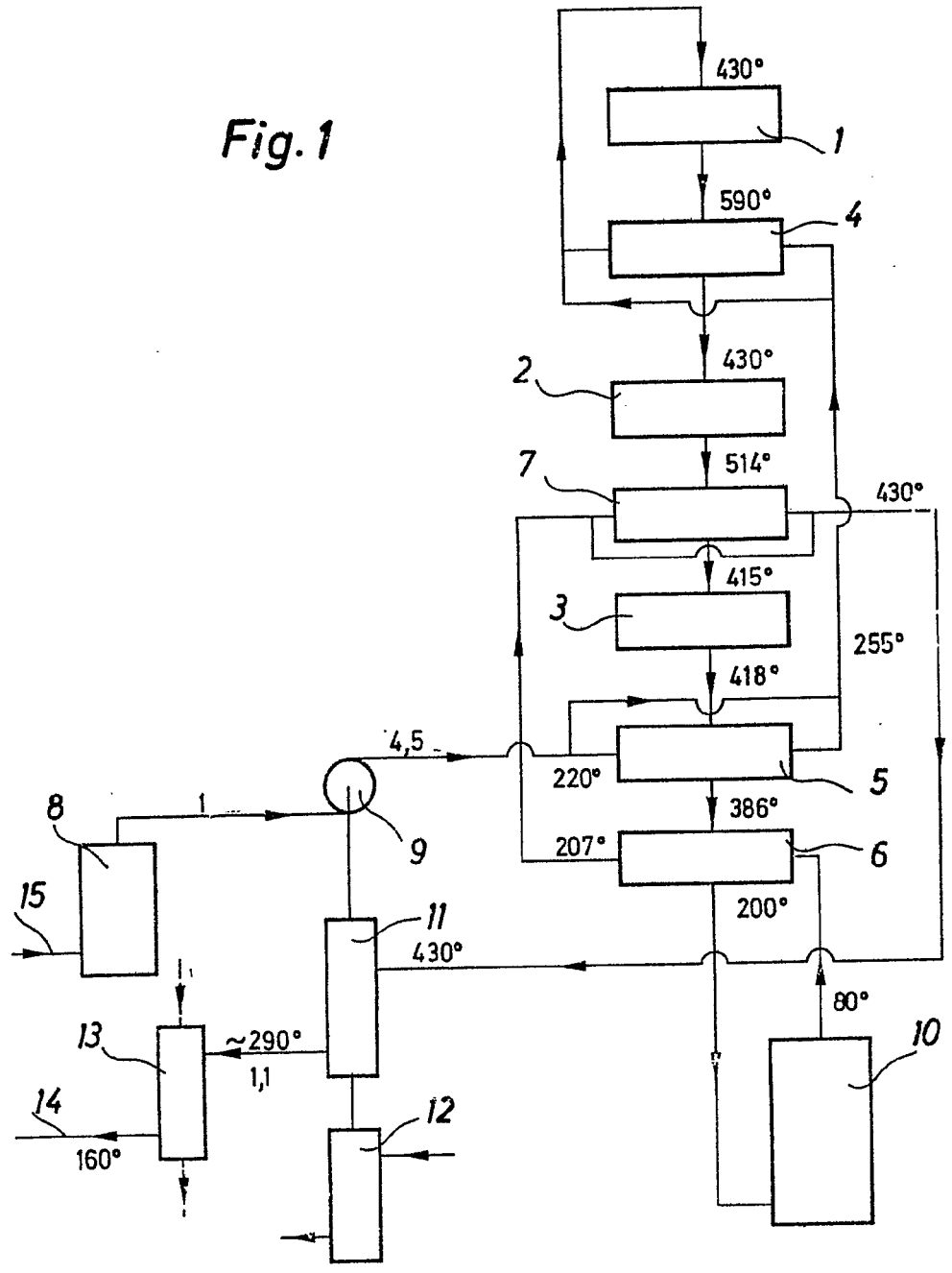
Madrid, 15 OCT 1963

P.A.

Carla



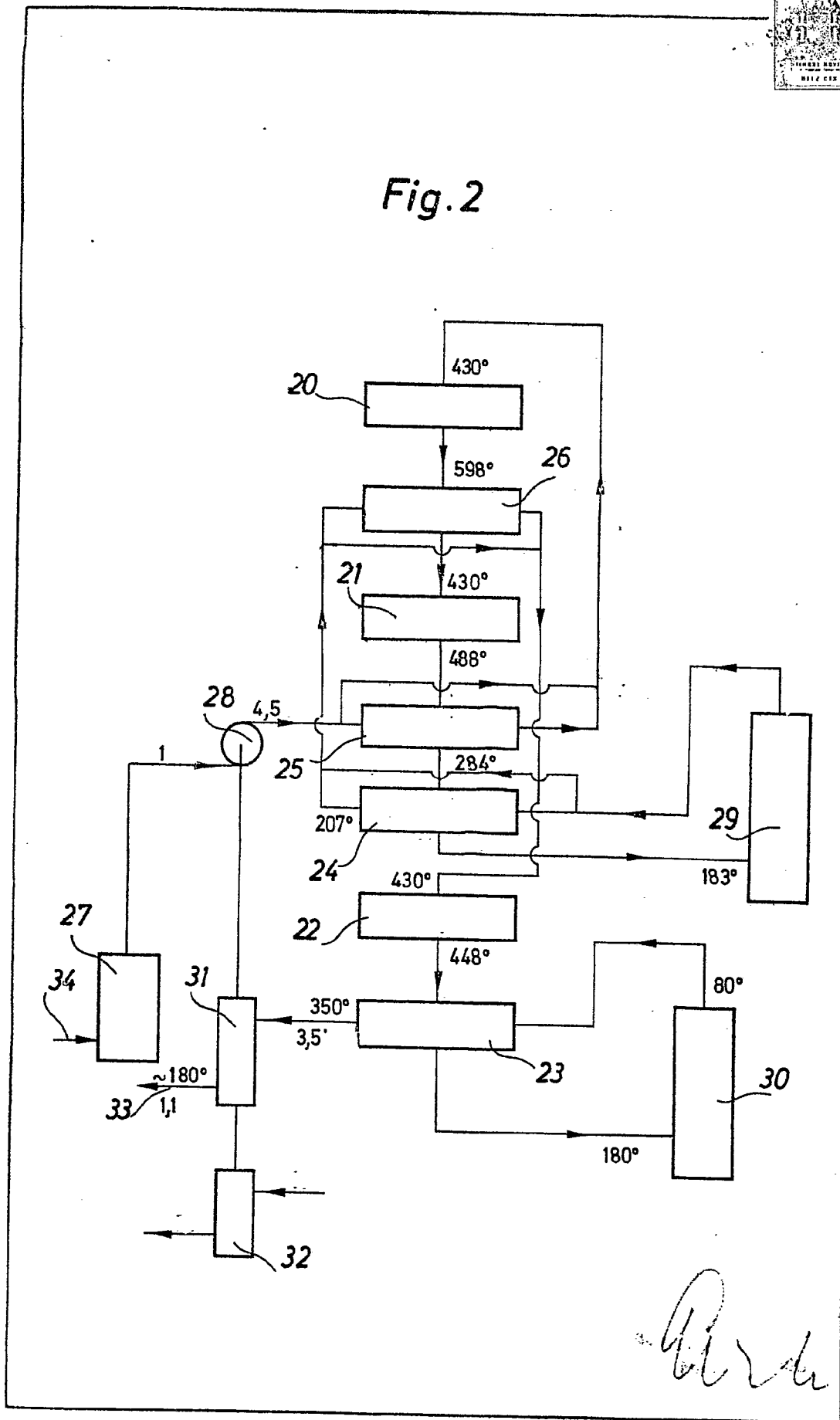
Fig. 1



Arb



Fig. 2



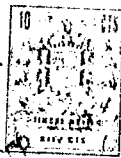
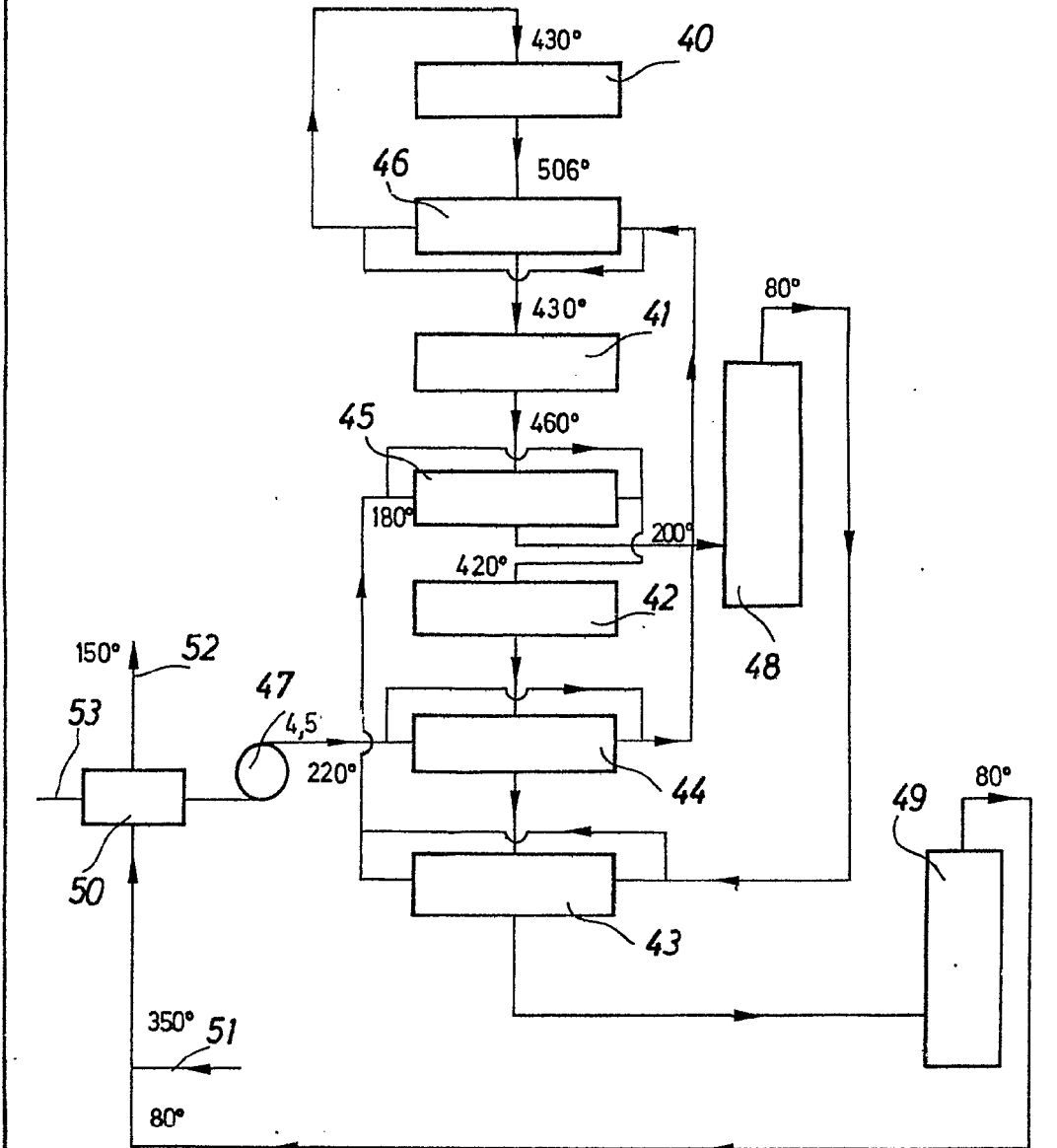


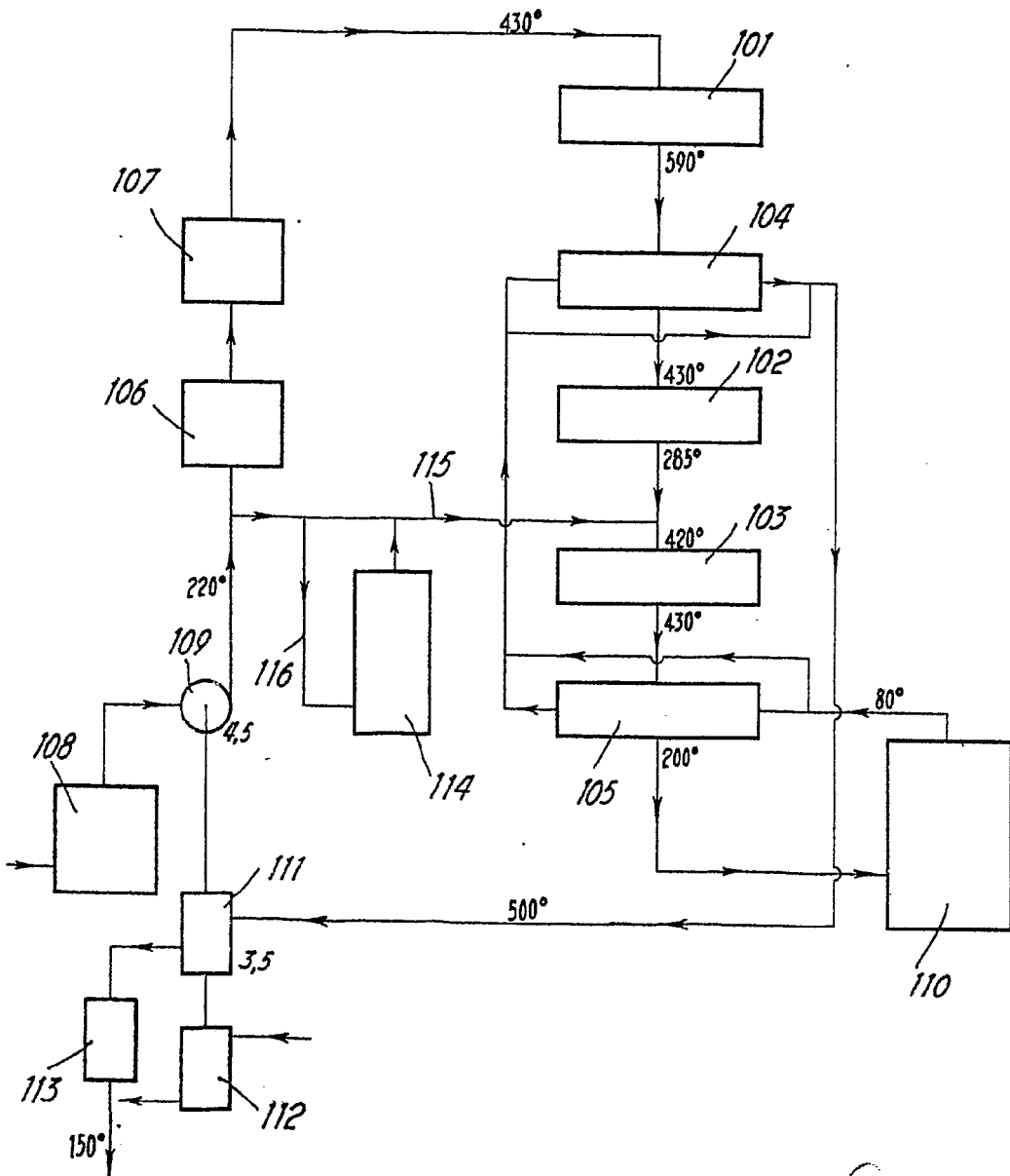
Fig. 3



Handwritten signature or initials.



Fig. 4



Arts



Fig. 5

