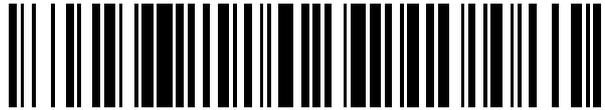


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 480 303**

51 Int. Cl.:

**C01B 17/76** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.02.2006 E 06706875 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **07.05.2014 EP 1851170**

54 Título: **Procedimiento y planta para la producción de ácido sulfúrico**

30 Prioridad:

**21.02.2005 DE 102005008109**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

**25.07.2014**

73 Titular/es:

**OUTOTEC OYJ (100.0%)  
Puolikkotie 10  
02230 Espoo, FI**

72 Inventor/es:

**DAUM, KARL-HEINZ**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

**ES 2 480 303 T3**

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

## DESCRIPCIÓN

Procedimiento y planta para la producción de ácido sulfúrico.

**Campo de la invención**

- 5 La invención se refiere a un procedimiento y una planta para la producción de ácido sulfúrico por oxidación catalítica de SO<sub>2</sub> para formar SO<sub>3</sub> en un convertidor con al menos una fase de contacto, siendo el gas del proceso que contiene SO<sub>3</sub>, después de que se haya hecho pasar a su través al menos una fase de contacto, retirado del convertidor y alimentado a un aparato para recuperación de calor, en que se genera vapor a partir de agua de alimentación mediante el calor del gas del proceso y alimentándose después el gas del proceso a un absorbedor en que se absorbe el SO<sub>3</sub> en ácido sulfúrico.
- 10 El ácido sulfúrico se produce normalmente por lo que se conoce como el proceso de doble absorción, como se describe en la Encyclopaedia of Industrial Chemistry de Ullmann 5ª Edición, Volumen A 25, páginas 635 a 700. El dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) obtenido por combustión de azufre o como un gas de desecho de plantas metalúrgicas se convierte en trióxido de azufre (SO<sub>3</sub>) en un convertidor de cuatro fases o de cinco fases con la ayuda de un catalizador sólido, comprendiendo por ejemplo pentóxido de vanadio como componente activo. Después de las fases
- 15 de contacto del convertidor, se retira el SO<sub>3</sub> obtenido y se alimenta a un absorbedor intermedio o, después de la última fase de contacto del convertidor, a un absorbedor final, en que se hace pasar el gas que contiene SO<sub>3</sub> a contracorriente a ácido sulfúrico concentrado y se absorbe en el mismo.
- Las plantas para producir ácido sulfúrico a partir de azufre elemental en términos económicos "adolecen" del hecho de que los costes del azufre de la materia prima con frecuencia exceden de manera significativa del beneficio que se puede alcanzar del ácido sulfúrico producto.
- 20 Estas plantas sólo se pueden hacer funcionar de manera económica maximizando/optimizando la generación de sub-productos, tales como vapor a alta presión y baja presión y generando de ese modo un beneficio adicional.
- En el pasado, se hicieron considerables esfuerzos para utilizar el calor liberado durante la oxidación (combustión) de azufre elemental para formar SO<sub>2</sub> mediante oxígeno atmosférico y el calor liberado durante la oxidación catalítica de
- 25 SO<sub>2</sub> para formar SO<sub>3</sub> tan completamente como era posible para la generación de vapor a alta-presión. Diversos aparatos, por ejemplo evaporadores, economizadores (precalentadores de agua de alimentación de calderas) y supercalentadores de vapor se conectan en este caso arriba de un modo adecuado para la generación de vapor, siendo los principales factores determinantes las condiciones límite de ingeniería del procedimiento. Por ejemplo, se requiere que se satisfagan las temperaturas de reacción predeterminadas para catálisis y también se tiene que tener
- 30 en cuenta la calidad deseada del vapor (por ej., presión y temperatura) dentro de ciertos límites. Este vapor se puede convertir después en energía eléctrica de una manera conocida mediante un turboalternador. Si, por ejemplo, se usa azufre elemental como material de partida, dependiendo del procedimiento y la calidad del vapor producido (presión y temperatura), se utiliza en general aproximadamente 60% de la energía que estaba presente originalmente en el azufre para generación de vapor. El grado de conversión de energía para la generación de vapor
- 35 a alta presión está restringido por las opciones limitadas para refrigerar el gas del proceso previamente a la absorción intermedia o final. Para evitar que la temperatura caiga por debajo del punto de rocío del ácido sulfúrico, por ejemplo, los gases del proceso no se deberían enfriar por debajo de 130-170°C. Una restricción más resulta del uso de agua de alimentación de calderas desaireada (es decir, agua de alimentación de calderas de la que se ha retirado sustancialmente oxígeno disuelto) en los generadores de vapor (por ej., economizadores), que es necesario
- 40 para evitar la corrosión en el lado del agua. La denominada desaireación térmica no presurizada (típicamente 10 - 30 kPa (0,1-0,3 bar), todas las presiones se proporcionan relativas a presión atmosférica) del agua de alimentación que se usa en general significa que la temperatura del agua de alimentación es aproximadamente 102-105°C. En términos termodinámicos, por lo tanto, el enfriamiento del gas justificable económicamente, significativo, a por debajo de 130°C apenas sería posible incluso sin tener en cuenta la corrosión del punto de rocío.
- 45 Durante la parte posterior del procedimiento convencional para producir ácido sulfúrico, los gases se enfrían además tanto durante la absorción intermedia como durante la absorción final. Esta energía sensible, como la energía de la condensación del SO<sub>3</sub> y el calor liberado por la energía de formación de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> a partir de SO<sub>3</sub> y H<sub>2</sub>O y la dilución del ácido sulfúrico formado, es por consiguiente a un nivel de temperatura bajo y se retira en general del procedimiento indirectamente mediante agua de refrigeración.
- 50 En el pasado, se desarrollaron diversos procedimientos para obtener también algo de este calor como vapor a baja presión y de ese modo aumentar completamente la viabilidad económica de la planta, cf. con respecto a esto la patente de EE.UU. 4.670.242 poseída por Monsanto (también la patente europea EP 0 181 313 B1) y el procedimiento "HEROS" desarrollado por Lurgi según la patente alemana DE 38 30 365 C2. Se han hecho numerosos intentos para mejorar estos procedimientos, pero estas modificaciones hasta ahora sólo han sido de uso
- 55 limitado. Se ha hecho referencia a la patente de Monsanto de EE.UU. 4.576.813 (patente europea EP 0 130 967 B1) y el procedimiento de Outokumpu según la solicitud de patente Alemana aún no publicada DE 10 2004 012 293.8. El documento de patente alemana DE 195 22 927 A1 describe un procedimiento para la producción de ácido sulfúrico concentrado convirtiendo SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> en un convertidor multifase en presencia de vapor. A partir de la fase final del

convertidor, el gas del proceso se alimenta vía un supercalentador e intercambiadores de calor a un absorbedor. En el supercalentador, el vapor con las temperaturas de 250°C se calienta por intercambio de calor con el gas del proceso que sale de la última fase del convertidor a una temperatura de 300°C. El gas del proceso que sale del supercalentador se enfría en el intercambiador de calor y precalentador de aire antes de entrar en el absorbedor final. Dependiendo del circuito de ingeniería del procedimiento y la calidad del vapor a baja presión (en general vapor saturado a 0,6 a 1 MPa (6-10 bar)), es posible aumentar la eficacia total desde aprox., 60% a hasta 80-85%. Sin embargo, el uso de estos procedimientos de recuperación del calor a baja-temperatura se restringe a situaciones en que hay consumidores disponibles para vapor a baja presión que es de una calidad reducida. Si este no es el caso, también se puede alimentar por supuesto el vapor a baja presión a un turboalternador, pero debido a la baja presión del vapor esto en general no es muy económico. Por consiguiente, la mayoría de las plantas que están en funcionamiento en la actualidad no están provistas de dichos sistemas.

El resto del calor generado en la producción de ácido sulfúrico, que asciende a 15-20%, se disipa en general al agua de refrigeración y se retira de ese modo del uso activo. Una pequeña cantidad de este calor, se puede recuperar adicionalmente por agua de alimentación "fría", fresca, (típicamente 20-30°C como vuelve desde por ejemplo el condensador de una turbina de condensación/alternador) que se está calentando indirectamente con el ácido sulfúrico "caliente" (típicamente 80-110°C) antes de que este agua de alimentación pase después a la desaireación térmica. Precalentar a por encima de, por ejemplo, 85-90°C no es posible, puesto que la desaireación térmica atmosférica aún requiere un cierto aumento de temperatura de 10-20°C para que se realice esta desaireación de manera eficaz y de manera efectiva. Por lo tanto, este grado adicional de recuperación de calor también es limitado.

## 20 Sumario de la invención

Es un objeto de la presente invención mejorar además la utilización de calor en la producción de ácido sulfúrico.

La invención consigue sustancialmente este objeto por las características de las reivindicaciones 1 y 17, con la temperatura del agua de alimentación alimentada al aparato de recuperación de calor para generación de vapor, siendo mayor que la temperatura del gas del proceso que entra en el absorbedor. Antes de entrar en el aparato de recuperación de calor, el agua de alimentación se desairea de manera térmica, preferiblemente a una temperatura de alimentación de 20-90°C, que después se eleva a, por ejemplo, 102-105°C durante la desaireación.

Como resultado, es posible aumentar la proporción de vapor a alta presión de mayor calidad que se genera y usar calor que se utiliza de manera convencional sólo para la generación de vapor a baja presión para este fin. Al mismo tiempo, la cantidad de vapor a baja presión se puede mantener aproximadamente constante, que por último conduce a una pérdida de calor más baja (por ejemplo a agua de refrigeración).

Con condiciones límite idénticas de otro modo, en el procedimiento según la invención la desaireación térmica del agua de alimentación de la caldera se realiza por ejemplo a mayor temperatura o mayor presión. Como resultado, es posible precalentar el agua de alimentación "fría" mediante calor a baja-temperatura a una temperatura mucho mayor que, por ejemplo, 165°C (comparado con convencionalmente 85°C). Esto a su vez permite por último una temperatura mayor que, por ejemplo, 175°C del agua de alimentación de la caldera que pasa a la planta para generación de vapor a alta-presión. Para la misma cantidad de calor disponible total, es posible como resultado aumentar la cantidad de vapor a alta presión que se genera comparado con el procedimiento convencional con agua de alimentación de la caldera que está a sólo aprox., 105°C.

Como una alternativa a la desaireación por presión, también es posible por supuesto que el desaireador continúe funcionando a presión atmosférica, pero en este caso aguas abajo de la bomba de alimentación de la caldera el agua de la alimentación se tiene que calentar a una temperatura de entrada superior (en el economizador) mediante intercambiadores de calor usando el vapor a baja-presión. Naturalmente, la temperatura máxima en este contexto está ligeramente por debajo de la temperatura que se puede conseguir para la misma presión de vapor a baja presión durante la desaireación por presión.

Sin embargo, esto da lugar a un obstáculo termodinámico, puesto que el agua de alimentación de la caldera de, por ejemplo, 175°C ya no se puede utilizar para enfriar los gases del proceso a 130-170°C por ejemplo en un economizador. Por lo tanto, la invención también se refiere a posibles maneras de sortear de manera indirecta este obstáculo y como resultado asegurar aún la producción aumentada ya descrita de vapor a alta-presión.

Según una configuración preferida de la invención, la diferencia de temperatura entre agua de alimentación y el gas del proceso que entra en el absorbedor está entre 5°C y 100°C, preferiblemente 20-50°C.

Según la invención, el agua de alimentación se alimenta a la parte a alta presión del aparato de recuperación de calor a una temperatura de más de 102°C, preferiblemente 140-190°C, siendo el gas del proceso preferiblemente retirado del convertidor en una fase de contacto intermedia, alimentado a un absorbedor intermedio y alimentándose de nuevo después al convertidor y alimentándose el gas de proceso, después de que se ha hecho pasar por la fase de contacto final del convertidor, a un absorbedor final, siendo la temperatura de entrada del gas en el absorbedor intermedio aproximadamente 130-170°C y siendo en el absorbedor final aproximadamente 120-150°C.

En una configuración preferida en particular de la invención, el agua de alimentación fría que no se ha desaireado,

- 5 por contraste, se precalienta a más de 105°C preferiblemente a 130-190°C y en particular a aproximadamente 165°C, antes de que entre en la desaireación térmica, en cuyo caso la temperatura de precalentamiento máxima del agua de alimentación está preferiblemente aproximadamente 5 a 20°C por debajo de la temperatura de saturación del vapor para la presión a que se hace funcionar el desaireador, a fin de que la función de desaireación térmica aún se retenga.
- El precalentamiento del agua de alimentación fría antes de que entre en la desaireación térmica según la invención se realiza indirectamente mediante calor residual de la parte de absorción y/o la parte de contacto de la planta de ácido sulfúrico.
- 10 En un refinamiento de la invención, la desaireación térmica del agua de alimentación se realiza a una presión que es mayor que la presión atmosférica, preferiblemente a 0,3-1 MPa (3-10 bar).
- En otra realización, el agua de alimentación se desairea en condiciones atmosféricas y antes de que entre en el aparato de recuperación de calor se calienta en un intercambiador de calor a una temperatura por encima de la temperatura de aproximadamente 105°C producida durante la desaireación.
- 15 En este caso, el calentamiento del agua de alimentación se realiza, por ejemplo, mediante vapor a baja-presión, vapor de desecho importado, vapor a presión media (a una presión por debajo de la presión del vapor a alta presión generado en la planta) o aceite de transferencia de calor calentado que se origina desde fuera de la planta.
- Según la invención, los economizadores se disponen de tal manera que en términos termodinámicos es posible transferir el exceso de calor fuera del procedimiento, siendo el grado de calor en exceso que se transfiere comparable al de una planta convencional que implica que la desaireación de agua de alimentación térmica se realice a presión atmosférica.
- 20 Los gases que emergen del aparato de recuperación de calor están a una temperatura de aproximadamente 170-350°C, que es igual a o está por encima de ( $\geq 171^\circ\text{C}$ ) las temperaturas convencionales de 120-170°C y se puede utilizar el enfriamiento adicional de estos gases (y por lo tanto la recuperación indirecta de calor para generación de vapor a alta-presión) para el calentamiento parcial de, por ejemplo, aire de combustión, para el calentamiento de nuevo de los gases de la absorción intermedia y/o para el calentamiento/precalentamiento parcial de agua de alimentación antes de que entre en la desaireación térmica.
- 25 El vapor a presión baja en particular, por ejemplo vapor saturado a una presión de aproximadamente 1 MPa (10 bar), se usa para la desaireación térmica.
- También es posible que se use para agua desmineralizada como agua de alimentación.
- 30 Si, en una planta según la invención, hay un dispositivo para generar vapor a baja-presión, es preferible que el vapor a baja presión se alimente al menos parcialmente al desaireador. La presión del vapor a baja presión se mantiene en este caso a un nivel que está por encima de la presión del dispositivo para desaireación térmica.
- Según una configuración preferida de la invención, se conectan los absorbedores y una torre de secado para aire de secado con la ayuda de ácido sulfúrico a un sistema de bombeo común para suministrar ácido sulfúrico, como se describe en la patente alemana del solicitante DE 10 2004 012 293.8.
- 35 En este caso, es preferible que el aparato de recuperación de calor, que está destinado a enfriar el gas previamente a la absorción intermedia, tenga una derivación de gases.
- Si se proporciona un absorbedor caliente separado, este también tiene una derivación de gases según la invención.
- 40 La invención se explica con más detalle a continuación sobre la base de realizaciones ejemplares y el dibujo. Todas las características descritas y/o ilustradas en las figuras, por sí mismas o en cualquier combinación deseada, forman el contenido de la invención, con independencia de la manera en que se resuman en las reivindicaciones o la manera en que se vuelvan a referir las reivindicaciones.

#### Breve descripción del dibujo

- 45 Fig., 1 representa en forma de diagrama una planta de contacto de doble catálisis convencional para la producción de ácido sulfúrico,
- Fig., 2 muestra el circuito de agua o vapor de una planta como se muestra en la Fig., 1,
- Fig., 3 representa en forma de diagrama una planta para producir ácido sulfúrico por el procedimiento según la invención,
- Fig., 4 muestra una variante de la planta mostrada en la Fig., 3,
- 50 Fig., 5 muestra una modificación adicional a una planta según la invención,

- Fig., 6 muestra una variante en la planta mostrada en la Fig., 4,  
 Fig., 7 muestra una variante en la planta mostrada en la Fig., 5,  
 Fig., 8 muestra una modificación adicional a una planta según la invención,  
 Fig., 9 muestra una planta de secado y absorción para uso con una de las plantas mostradas en la Fig., 3 a 8,  
 5 Fig., 10 muestra una modificación a la planta mostrada en la Fig., 9,  
 Fig., 11 muestra la disposición de vapor y agua de la generación de vapor a alta presión y baja presión de las plantas mostradas en las Figs., 3 a 8 con una planta de secado y absorción como se muestra en la Fig., 9,  
 Fig., 12 muestra la disposición de vapor y agua de la generación de vapor a alta presión y baja presión de las plantas mostradas en la Fig., 3 a 8 con una planta de secado y absorción como se muestra en la Fig., 10,  
 10 Fig., 13 muestra la disposición de vapor y agua de la generación de vapor a alta presión y baja presión de las plantas mostradas en la Fig., 3 a 8 con una planta de secado y absorción como se muestra en la Fig., 9 con una forma modificada de operación,  
 Fig., 14 muestra la disposición de vapor y agua de la generación de vapor a alta presión y baja presión de las plantas mostradas en las Figs., 3 a 8 con una planta de secado y absorción convencionales.

15 **Descripción de realizaciones ejemplares**

Ejemplo comparativo 1: La Fig., 1 muestra una planta de contacto de doble catálisis convencional, en que los economizadores ECO1 y ECO2 se disponen cada uno directamente en la corriente de gas aguas arriba de la absorción final y absorción intermedia, respectivamente. La temperatura de salida de los gases es típicamente 140°C a la salida de ECO1 y 170°C a la salida de ECO2, estando los dos economizadores conectados o en serie o en paralelo en el lado del agua y siendo el agua de alimentación de la caldera alimentada a la planta a una temperatura de típicamente 105°C.  
 20

Ejemplo comparativo 2: La Fig., 2 muestra el correspondiente circuito de agua o vapor convencional. El precalentador mostrado en la entrada del agua de alimentación se alimenta en este caso en el lado de la camisa con ácido sulfúrico caliente desde la parte de la absorción, teniendo lugar temperaturas del ácido de 60-120°C típicamente y calentándose el agua de alimentación desde típicamente 20-40°C a aprox., 85-90°C.  
 25

Ejemplo 3: La Fig., 3 muestra una planta de contacto de doble catálisis, en que los economizadores ECO1 y ECO2 se disponen de tal manera que se pueden alimentar o en serie o en paralelo con agua de alimentación de la caldera a típicamente 175° y por consiguiente las temperaturas de salida de los gases en estos aparatos no pueden ser inferiores a esta temperatura del agua de alimentación de la caldera, sino más bien son típicamente 200°C y 334°C, respectivamente. El calor de los gases residuales se utiliza en este caso para calentar parcialmente el gas de la absorción intermedia en el CRE y/o para precalentar o calentar agua desmineralizada. La temperatura de los gases aguas arriba de la absorción intermedia o final es típicamente 160°C en el calentador del agua y 140°C en el intercambiador de calor CRE, que significa por lo tanto que la cantidad de calor transferida a los generadores de vapor a alta presión (WHB, 1, ECO2, SHE1, SHE2) en el sistema de contacto es idéntica a la del Ejemplo 1. El calentador de agua mencionado en la Fig., 3 en este caso sirve para precalentar el agua de alimentación "fría" previamente a la desaireación térmica o alternativamente para utilizar el calor de otras maneras, por ejemplo calentar agua importada. La Tabla 1 muestra las respectivas composiciones y flujos de los gases por una planta de ácido sulfúrico con una capacidad de 3.000 t/día. (Los números proporcionados en la línea 1 de las Tablas 1 a 8 en cada caso referidos a los puntos indicados por el correspondiente número en la figura asociada).  
 30  
 35

Ejemplo 4: La Fig., 4 muestra una planta de contacto de doble catálisis según el Ejemplo 3, excepto que, con parámetros idénticos de otro modo, el calentador de agua es reemplazado por un intercambiador de calor GHE que se usa para precalentar algo del aire requerido en la planta. La disposición corresponde después típicamente a la aplicación si, por ejemplo, la combustión de azufre se realiza con concentraciones de SO<sub>2</sub> (por ej., 17-18% en volumen) que están por encima de la concentración alimentada al sistema de contacto (por ej., 11,8% en volumen) y por lo tanto se requiere aire adicional para dilución, que se precalienta después en el GHE como se describió anteriormente. La temperatura de salida del gas del lado del SO<sub>3</sub> es típicamente 173°C en el GHE y 140°C en el intercambiador de calor CRE, que significa que la cantidad de calor transferida a los generadores de vapor a alta presión (WHB, ECO1, ECO2, SHE1, SHE2) dentro del sistema de contacto es por lo tanto aproximadamente idéntica a la cantidad según el Ejemplo 1. La Tabla 2 muestra las respectivas composiciones y flujos de los gases por una planta de ácido sulfúrico con una capacidad de 3.000 t/día.  
 40  
 45  
 50

Ejemplo 5: La Fig., 5 muestra una ilustración detallada de un sistema de contacto de doble catálisis, similar al Ejemplo 4, pero con un total de 5 niveles de contacto, un intercambiador de calor integrado en el convertidor y enfriamiento rápido entre las fases 4 y 5 de contacto, con un intercambiador de calor de agotamiento conectado aguas arriba del CRE externo. El precalentador de aire tiene la misma función que el GHE en el Ejemplo 4. La planta

está provista de las correspondientes derivaciones (indicado por líneas discontinuas) para controlar las temperaturas a la entrada a los lechos catalíticos respectivos. Las temperaturas de salida de los gases para la absorción intermedia y final son aproximadamente idénticas a las del Ejemplo 4.

5 Ejemplo 6: La Fig., 6 muestra un sistema de contacto de doble catálisis según el Ejemplo 4, en que con parámetros idénticos de otro modo el intercambiador de calor (precalentador de aire en el Ejemplo 5) no se usa para precalentar  
 10 aire de dilución sino más bien para recalentar parcialmente los gases del absorbedor intermedio (ahora CRE2). Esta disposición corresponde típicamente entonces a la aplicación si por ejemplo se realiza la combustión de azufre con la misma concentración o una concentración ligeramente mayor (por ej., 11-13% en volumen) como el gas que se alimenta al sistema de contacto (por ej., 11,5% en volumen). En este caso, los intercambiadores de calor CRE1 y  
 15 CRE2 se conectan en paralelo en el lado del gas SO<sub>2</sub>. La temperatura de salida de los gases del lado del SO<sub>3</sub> es típicamente 170°C a CRE2 y 140°C en el intercambiador de calor CRE1, que significa que la cantidad de calor transferida a los generadores de vapor a alta presión (WHB, ECO1, ECO2, SHE1, SHE2) dentro del sistema de contacto es por lo tanto aproximadamente idéntica a la cantidad según el Ejemplo 2.

15 Ejemplo 7: La Fig., 7 muestra una realización alternativa del Ejemplo 5, en que el aire que se ha precalentado en el calentador de aire se hace pasar completamente al horno de combustión para combustión del azufre. En este caso también, las temperaturas de salida de los gases para la absorción intermedia y final son aproximadamente idénticas al Ejemplo 6.

20 Ejemplo 8: La Fig., 8 muestra otra realización del Ejemplo 5 con un sistema de contacto de 5 fases y dos intercambiadores de calor situados dentro del convertidor para recalentar los gases después del absorbedor intermedio y además del supercalentador de vapor SHE2 integrado en el convertidor. El aire que se ha precalentado en el precalentador de aire se hace pasar parcialmente para combustión de azufre y se utiliza parcialmente para dilución adicional de los gases de combustión. Este ejemplo constituye una realización típica de la presente invención. La Tabla 3 muestra las respectivas composiciones y flujos de los gases por una planta de ácido sulfúrico con una capacidad de 3.000 t/día.

25 Ejemplo 9: La Fig., 9 muestra el sistema de secado y absorción que pertenece al sistema de contacto de los Ejemplos 3-8, con un sistema de recuperación de calor "HEROS" (del Sistema de Recuperación de Calor) para la generación de vapor a baja presión que se está integrando. Según el procedimiento de la invención, todos los circuitos de ácido de las torres, es decir, torre de secado, absorbedor intermedio y absorbedor final, se diseñan como un circuito común con la misma concentración de ácido y la misma temperatura de la alimentación del ácido. Sólo el  
 30 absorbedor HEROS está provisto de su propio circuito de ácido, siendo el nivel de temperatura en la presente memoria de manera significativa mayor que en el circuito del ácido ya mencionado, específicamente tan alto que el vapor a baja presión a típicamente 0,6-1 MPa (6-10 bar) se puede producir directamente en el evaporador. También, se ilustra la derivación de los gases alrededor del absorbedor "HEROS" según la solicitud de patente alemana DE 10 2004 012 293.8. La Tabla 4 muestra las temperaturas, concentraciones y flujos por una planta de ácido sulfúrico con  
 35 una capacidad de 3.000 t/día.

40 Ejemplo 10: La Fig., 10, como el Ejemplo 9, muestra la integración de la recuperación de calor mediante "HEROS", pero en este caso con una disposición que se aplica en particular para plantas grandes, es decir, con una capacidad de más de 3.000 t/d, aunque en principio también se puede aplicar a plantas más pequeñas. Todos los absorbedores y la torre de secado se diseñan como torres empaquetadas de venturi integradas, siendo la intención mejorar la distribución de gases. En este caso, el calor que se tiene que disipar de la torre de secado y los dos absorbedores de SO<sub>3</sub> también se recupera completamente. En este caso se retira aún sólo una pequeña proporción del sistema mediante agua de refrigeración, es decir, sólo el enfriamiento del ácido producto. El circuito de la planta según este ejemplo puede pertenecer a cualquier sistema de contacto como se muestra en los Ejemplos 3-8. La Tabla 5 muestra las respectivas temperaturas, concentraciones y flujos por una planta de ácido sulfúrico con una  
 45 capacidad de 3.000 t/día.

50 Ejemplo 11: La Fig., 11 muestra la disposición/circuito de vapor y agua de los elementos individuales de la generación de vapor a alta presión y baja presión como se disponen típicamente cuando se usa el sistema de contacto según los Ejemplos 3-8 y junto con el sistema de secado y absorción según el Ejemplo 9. El punto de partida en este contexto es para hacer funcionar el desaireador a 0,9 MPa (9 bar). El agua desmineralizada, antes de que entre en el desaireador, se precalienta dentro del sistema de secado y absorción, en este caso a 98°C a la salida del precalentador 2. La Tabla 6 muestra las respectivas temperaturas, concentraciones y flujos por una planta de ácido sulfúrico con una capacidad de 3.000 t/día.

55 Ejemplo 12: La Fig., 12 muestra la disposición/circuito de vapor y agua de los elementos individuales de la generación de vapor a alta presión y baja presión como se disponen típicamente cuando se usa el sistema de contacto mostrado en los Ejemplos 3-8 y junto con el sistema de secado y absorción según el Ejemplo 10. El punto de partida en este caso es para hacer funcionar el desaireador a 0,9 MPa (9 bar). Dentro del sistema de secado y absorción y antes de que entre en el desaireador, el agua desmineralizada se precalienta en este caso a 166°C a la salida del refrigerante 3 del ácido. La Tabla 7 muestra las respectivas temperaturas, concentraciones y flujos por una planta de ácido sulfúrico con una capacidad de 3.000 t/día.

## ES 2 480 303 T3

- 5 Ejemplo 13: La Fig., 13 muestra la disposición/circuito de vapor y agua de los elementos individuales de la generación de vapor a alta presión y baja presión como se disponen típicamente cuando se usa el sistema de contacto según los Ejemplos 3-8 y junto con el sistema de secado y absorción según el Ejemplo 9. El punto de partida es en este caso para hacer funcionar el desaireador atmosféricamente, es decir, a aprox., 10 KPa (0,1 bar) y equivalente aprox., 105°C y para que se caliente el agua de alimentación de la caldera para generación de vapor a alta presión mediante vapor a baja presión en el intercambiador de calor del calentador de vapor. El agua de alimentación de la caldera para la generación de vapor a baja presión se precalienta mediante ácido caliente en el precalentador 2. No se proporciona tabla de datos, puesto que los resultados son similares a los conseguidos en el Ejemplo 11 ó 12.
- 10 Ejemplo 14: La Fig., 14 muestra la disposición/circuito de vapor y agua de los elementos individuales de la generación de vapor a alta presión y baja presión como se disponen típicamente cuando se usa el sistema de contacto según los Ejemplos 3-8 y junto con un sistema de secado y absorción convencional sin producción de vapor a baja presión adicional HEROS, siendo la temperatura del agua de alimentación por consiguiente típicamente 85°C. En este contexto, se ha asumido asimismo que se hace funcionar el desaireador atmosféricamente, es decir, a aproximadamente 10 kPa (0,1 bar) y equivalente aprox., 102°C y el agua de alimentación de la caldera para generación de vapor a alta presión se calienta mediante vapor a baja presión importado en el intercambiador de calor del precalentador. La Tabla 8 muestra las respectivas temperaturas, concentraciones y flujos por una planta de ácido sulfúrico con una capacidad de 3.000 t/día.
- 15

**Tabla 1**

Números 4-6 no proporcionados

Número		0	1	2	3	7	8
Azufre	kg/h						
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	-	237.546	237.546	236.905	236.905	228.415
SO <sub>2</sub>	% en vol.	-	0	0	11,8	11,8	4,95
SO <sub>3</sub>	% en vol.	-	0	0	0	0	7,3
O <sub>2</sub>	% en vol.	-	20,9	20,9	8,89	8,89	5,49
N <sub>2</sub>	% en vol.	-	79,1	79,1	79,31	79,31	82,26
Temperatura °C		135	95	95	1.141,30	420	620,8
Entalpía	kcal/Nm <sup>3</sup>	-	29,74	29,74	418,97	142,98	225,15
Número		9	10	11	12	13	14
Azufre	kg/h	-	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	228.415	224.764	224.764	223.453	223.453	223.453
SO <sub>2</sub>	% en vol.	4,95	1,85	1,85	0,71	0,71	0,71
SO <sub>3</sub>	% en vol.	7,3	10,6	10,6	11,82	11,82	11,82
O <sub>2</sub>	% en vol.	5,49	3,95	3,95	3,38	3,38	3,38
N <sub>2</sub>	% en vol.	82,26	83,6	83,6	84,09	84,09	84,09
Temperatura	°C	435	522,3	430	461,6	200	160
Entalpía	kcal/Nm <sup>3</sup>	154,06	190,27	154,74	167,85	70,02	55,65
Número		15	16	17	18	19	20
Azufre	kg/h	-	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	197.046	197.046	197.046	196.266	196.266	196.266
SO <sub>2</sub>	% en vol.	0,8	0,8	0,8	0,028	0,028	0,028
SO <sub>3</sub>	% en vol.	0	0	0	0,78	0,78	0,78

# ES 2 480 303 T3

(continuación)

O <sub>2</sub>	% en vol.	3,84	3,84	3,84	3,455	3,455	3,455
N <sub>2</sub>	% en vol.	95,36	95,36	95,36	79,314	95,737	95,737
Temperatura	°C	90	286	410	434,8	334,4	140
Entalpía	kcal/Nm <sup>3</sup>	28,22	90,52	131,06	139,86	106,66	44,12

**Tabla 2**

Número		0	1	2	3	4	5
Azufre	kg/h	40.948	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	-	235.555	165.081	164.440	164.440	70.474
SO <sub>2</sub>	% en vol.	-	0	0	17	17	0
SO <sub>3</sub>	% en vol.	-	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	% en vol.	-	20,9	20,9	3,59	3,59	20,9
N <sub>2</sub>	% en vol.	-	79,1	79,1	79,41	79,41	79,1
Temperatura	°C	135	95	95	1.521,80	506,2	95
Entalpía	kcal/Nm <sup>3</sup>	-	28,74	29,74	590,5	178,74	29,74
Número		6	7	8	9	10	11
Azufre	kg/h	-	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	70.474	234.914	226.476	226.476	222.825	222.825
SO <sub>2</sub>	% en vol.	0	11,9	5,04	5,04	1,91	1,91
SO <sub>3</sub>	% en vol.	0	0	7,31	7,31	10,65	10,65
O <sub>2</sub>	% en vol.	20,9	8,78	5,38	5,38	3,82	3,82
N <sub>2</sub>	% en vol.	79,1	79,32	82,27	82,27	83,62	83,62
Temperatura	°C	190	420	621,1	435	523	430
Entalpía	kcal/Nm <sup>3</sup>	59,76	143,05	225,42	154,15	190,88	154,65
Número		12	13	14	15	18	17
Azufre	kg/h	-	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	221.492	221.492	221.492	195.142	195.142	195.142
SO <sub>2</sub>	% en vol.	0,74	0,74	0,74	0,84	0,84	0,84
SO <sub>3</sub>	% en vol.	11,9	11,9	11,9	0	0	0
O <sub>2</sub>	% en vol.	3,24	3,24	3,24	3,68	3,68	3,68
N <sub>2</sub>	% en vol.	84,12	84,12	84,12	95,48	95,48	95,48
Temperatura	°C	462,4	200	173,5	90	279,7	405
Entalpía	kcal/Nm <sup>3</sup>	168,3	70,07	60,52	28,23	88,51	129,42
Número		18	19	20			
Azufre	kg/h	-	-	-			

# ES 2 480 303 T3

(continuación)

Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	194.332	194.332	194.332
SO <sub>2</sub>	% en vol.	0,027	0,027	0,027
SO <sub>3</sub>	% en vol.	0,818	0,818	0,818
O <sub>2</sub>	% en vol.	3,275	3,275	3,275
N <sub>2</sub>	% en vol.	79,316	95,879	95,879
Temperatura	°C	431	328,2	140
Entalpía	kcal/Nm <sup>3</sup>	138,65	104,65	44,13

Tabla 3

Número		0	1	2	3	4	5
Azufre	kg/h	40.948	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	-	237.541	237.541	155.942	81.599	155.301
SO <sub>2</sub>	% en vol.	-	0	0	0	0	18
SO <sub>3</sub>	% en vol.	-	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	% en vol.	-	20,9	20,9	20,9	20,9	2,57
N <sub>2</sub>	% en vol.	-	79,1	79,1	79,1	79,1	79,43
Temperatura	°C	135	115	168,4	168,4	168,4	543,3
Número		6	7	8	9	10	11
Azufre	kg/h	-	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	236.900	228.349	228.349	224.779	224.779	223.633
SO <sub>2</sub>	% en vol.	11,8	4,9	4,9	1,87	1,87	0,79
SO <sub>3</sub>	% en vol.	0	7,35	7,35	10,59	10,59	11,73
O <sub>2</sub>	% en vol.	8,89	5,46	5,46	3,96	3,96	3,44
N <sub>2</sub>	% en vol.	79,31	82,28	82,28	83,59	83,59	84,04
Temperatura	°C	420	622,9	440	525,5	430	463,1
Número		12	13	14	15	16	17
Azufre	kg/h	-	-	-	-	-	-
Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	223.633	223.633	197.394	197.394	180.186	17.208
SO <sub>2</sub>	% en vol.	0,79	0,79	0,89	0,89	0,89	0,89
SO <sub>3</sub>	% en vol.	11,73	11,73	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	% en vol.	3,44	3,44	3,9	3,9	3,9	3,9
N <sub>2</sub>	% en vol.	84,04	84,04	95,21	95,21	95,21	95,21
Temperatura	°C	200	150	82	274	274	274
Número		18	19	20	21	22	23
Azufre	kg/h	-	-	-	-	-	-

## ES 2 480 303 T3

(continuación)

Gas	m <sup>3</sup> /h (t.p.e.)	197.394	196.535	196.532	196.515	196.515	196.515
SO <sub>2</sub>	% en vol.	0,89	0,04	0,04	0,02	0,02	0,02
SO <sub>3</sub>	% en vol.	0	0,86	0,86	0,88	0,88	0,88
O <sub>2</sub>	% en vol.	3,9	3,47	3,47	3,46	3,46	3,46
N <sub>2</sub>	% en vol.	95,21	95,63	95,63	95,64	95,64	95,64
Temperatura	°C	415	442,4	410	410,6	309,7	135

Tabla 4

Número		1	2	3	4	5	6
Ácido	kg/h	217.538	217.103	435	217.103	18.512	198.591
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-
Temperatura	°C	20	20	20	85	85	85
Caudal	m <sup>3</sup> /h	218	217,5	0,4	224	19,1	205
Número		7	9	10	11	12	13
Ácido	kg/h	195.055	4.436.863	1.681.863	2.755.000	2.755.000	1.681.863
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5
Temperatura	°C	98	95,7	95,7	95,7	82	82
Caudal	m <sup>3</sup> /h	206,9	2.519,6	955,1	1.564,5	1.552,4	947,7
Número		14	15	16	17	18	19
Ácido	kg/h	1.597.232	1.419.762	1.419.762	1.602.848	1.459.270	1.425.700
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,5	98,5	98,5	98,58	98,81	98,09
Temperatura	°C	82	82	82	90,8	110,4	85,9
Caudal	m <sup>3</sup> /h	900	800	800	907,7	835,9	804,9
Número		20	21	22	23	24	25
Ácido	kg/h	126.904	126.904	2.607.052	75.949	2.683.000	2.683.000
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5
Temperatura	°C	95,7	40	185	185	185	210,7
Caudal	m <sup>3</sup> /h	72,1	69,8	1.560	45,4	1.605,4	1.630,6
Número		26					
Ácido	kg/h	75.949					
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,5					
Temperatura	°C	99					
Caudal	m <sup>3</sup> /h	43,2					

ES 2 480 303 T3

**Tabla 5**

Número		1	2	3	4	5	6
Ácido	kg/h	239.994	239.994	0	239.994	239.994	18.948
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-
Temperatura	°C	30	30	30	45,8	69,5	69,5
Caudal	m <sup>3</sup> /h	241,1	241,1	0	242,4	245,3	19,4
Número		7	8	9	10	11	12
Ácido	kg/h	221.045	221.045	1.771.180	1.777.115	2.005.040	1.771.180
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	96	95,68	96	96
Temperatura	°C	69,5	166,1	67	71,8	72,9	72,9
Caudal	m <sup>3</sup> /h	225,9	244,9	990	996	1.125	993
Número		13	14	15	16	17	18
Ácido	kg/h	233.861	55.069	294.127	178.792	2.271.610	1.922.414
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	96	96	98,5	96	98,5	98,57
Temperatura	°C	72,9	72,9	90	72,9	82	89,4
Caudal	m <sup>3</sup> /h	131	31	167	100	1.280	1.048
Número		19	20	21	22	23	24
Ácido	kg/h	2.271.610	227.925	127.007	2.506.780	3.092.406	585.626
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5
Temperatura	°C	89	85	40	185	204	185
Caudal	m <sup>3</sup> /h	1.285	128	70	1.500	1.872	350
Número		25	26				
Ácido	kg/h	585.626	291.499				
Número		25	26				
Concentración	%H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,5	98,5				
Temperatura	°C	90	90				
Caudal	m <sup>3</sup> /h	332	165				

**Tabla 6**

Número	Magnitud	1	2	3	4	5	6
Caudal	kg/h	198.591	180.570	180.570	180.570	178.782	178.782
Presión	MPa (bar abs.,)	1 (10)	7,1 (71)	6,9 (69)	6,7 (67)	6,6 (66)	6,4 (64)
Temperatura	°C	98	175,4	235	266	281,8	341
Número	Magnitud	7	8	9	10	11	12
Caudal	kg/h	178.782	1.788	56.927	56.363	38.541	17.822

## ES 2 480 303 T3

(continuación)

Presión	MPa	6,2 (62)	6,6 (66)	1,2 (12)	1 (10)	1 (10)	1 (10)
	(bar abs.,)						
Temperatura	°C	480	281,8	175,4	179,9	179,9	179,9
Número	Magnitud	13	14	15	16	17	18
Caudal	kg/h	5.601	33.369	5.536	430	1.358	564
Presión	MPa	1 (10)	1 (10)	1 (10)	1 (10)	0,9 (9)	1 (10)
	(bar abs.,)						
Temperatura	°C	179,9	179,9	90	179,9	177,7	179,9
Número	Magnitud	19	20				
Caudal	kg/h	5.515	4.156				
Presión	MPa	0,1 (1)	0,1 (1)				
	(bar abs.,)						
Temperatura	°C	60	20				

**Tabla 7**

Número	Magnitud	1	2	3	4	5	6
Caudal	kg/h	221.045	179.312	179.312	179.312	176.662	176.662
Presión	MPa (barbs,)	1 (10)	7,2 (72)	6,9 (69)	6,7 (67)	6,7 (67)	6,5 (65)
Temperatura	°C	166,1	175,4	238,3	265,7	282,8	338,6
Número	Magnitud	7	8	9	10	11	12
Caudal	kg/h	176.662	2.650	48.946	48.461	6.579	41.864
Presión	MPa	6,2 (62)	6,7 (67)	1,2 (12)	1 (10)	1 (10)	1 (10)
	(bar abs.,)						
Temperatura	°C	480	282,8	175,4	179,9	179,9	179,9
Número	Magnitud	13	14	15	16	17	18
Caudal	kg/h	2.393	4.847	2.365	644	2.006	485
Presión	MPa	1 (10)	1 (10)	1 (10)	1 (10)	0,9 (9)	1 (10)
	(bar abs.,)						
Temperatura	°C	179,9	179,9	90	179,9	177,7	179,9
Número	Magnitud	19	20				
Caudal	kg/h	7.239	5.233				
Presión	MPa	0,1 (1)	0,1 (1)				
	(bar abs.,)						
Temperatura	°C	60	20				

**Tabla 8**

Número	Magnitud	1	2	3	4	5	6
Caudal	kg/h	150.487	179.312	179.312	179.312	179.312	176.662
Presión	MPa (bar abs.,)	0,2 (2)	7,2 (72)	7,1 (71)	6,9 (69)	6,7 (67)	6,7 (67)
Temperatura	°C	85	102	175,4	238,3	265,7	282,8
Número	Magnitud	7	8	9	10	11	12
Caudal	kg/h	176.662	176.662	2.650	28.825	114	28.311
Presión	MPa (bar abs.,)	6,5 (65)	6,2 (62)	6,7 (67)	1,2 (12)	1,2 (12)	1,2 (12)
Temperatura	°C	338,6	480	282,8	188	188	188
Número	Magnitud	13	14				
Caudal	kg/h	28.311					
Presión	MPa (bar abs.,)	1,2 (12)					
Temperatura	°C	188					

**Lista de números de referencia (por sus siglas en inglés):**

	CRE	Intercambiador de Recalentamiento Frío (intercambiador de calor Gas-Gas)
	ECO	Economizador (precalentador de agua de alimentación de la caldera)
5	GHE	Intercambiador de Calor de Gas (Intercambiador de calor gas-aire)
	HRE	Intercambiador de Recalentamiento Caliente (Intercambiador de calor gas-gas)
	WHB	Caldera de Calor Residual
	SHE	Supercalentador
	LP	Baja Presión
10	HP	Alta Presión

## REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para producir ácido sulfúrico a partir de gas del proceso que contiene SO<sub>2</sub> en que el SO<sub>2</sub> se oxida de manera catalítica en un convertidor con al menos una fase de contacto para formar SO<sub>3</sub>, en que el gas del proceso que contiene SO<sub>3</sub>, después de que ha pasado a su través al menos una fase de contacto, se retira del convertidor y se alimenta a un aparato para recuperación de calor, en que se genera vapor a partir de agua de alimentación mediante el calor del gas del proceso y en que el gas del proceso se alimenta a un absorbedor, en que el SO<sub>3</sub> se absorbe en ácido sulfúrico, **caracterizado por que** la temperatura del agua de alimentación alimentada al aparato de recuperación de calor para generación de vapor es mayor que la temperatura del gas del proceso que entra en el absorbedor y el agua de alimentación se desairea de manera térmica, preferiblemente a una temperatura de alimentación de 20-90°C, antes de que entre en el aparato de recuperación de calor y que los gases que emergen del aparato de recuperación de calor estén a una temperatura de aproximadamente 170-350°C.
2. Procedimiento según la Reivindicación 1, **caracterizado por que** la diferencia de temperatura entre el agua de alimentación y el gas del proceso que entra en el absorbedor está entre 5°C y 100°C, preferiblemente 20-50°C.
3. El procedimiento según la Reivindicación 1 ó 2, **caracterizado por que** el agua de alimentación se alimenta al aparato de recuperación de calor a una temperatura de más de 102°C, preferiblemente 140-190°C.
4. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** el gas del proceso se retira del convertidor en una fase de contacto intermedia, se alimenta a un absorbedor intermedio y se vuelve a alimentar después al convertidor y **por que** el gas del proceso, después de que ha pasado a su través la fase de contacto final del convertidor, se alimenta a un absorbedor final, siendo la temperatura de entrada del gas en el absorbedor intermedio aproximadamente 130-170°C y siendo en el absorbedor final aproximadamente 120-150°C.
5. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** la desaireación térmica del agua de alimentación se realiza a una presión mayor que la presión atmosférica, preferiblemente a 0,3-1 MPa (3-10 bar).
6. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** el agua de alimentación se precalienta a más de 105°C, preferiblemente a 130-190°C y en particular a aproximadamente 165°C, antes de que entre en la desaireación térmica.
7. Procedimiento según la Reivindicación 6, **caracterizado por que** la temperatura máxima de precalentamiento del agua de alimentación es aproximadamente 5 a 20°C por debajo de la temperatura de saturación del vapor de la presión a que se hace funcionar el desaireador.
8. Procedimiento según la Reivindicación 6 ó 7, **caracterizado por que** el precalentamiento del agua de alimentación fría antes de que entre en la desaireación térmica se realiza indirectamente mediante calor residual de la parte de absorción y/o de la parte de contacto de la planta de ácido sulfúrico.
9. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** el agua de alimentación se desairea en condiciones atmosféricas y antes de que entre en el aparato de recuperación de calor se calienta en un intercambiador de calor a una temperatura por encima de la temperatura de aproximadamente 105°C que se produce durante la desaireación.
10. Procedimiento según la Reivindicación 9, **caracterizado por que** el calentamiento del agua de alimentación previamente a la desaireación térmica se realiza, por ejemplo, mediante vapor a baja-presión, vapor residual importado, vapor a presión media (a una presión menor que el vapor a alta presión generado en la planta) o aceite de transferencia de calor calentado que se origina desde fuera de la planta.
11. Procedimiento según la Reivindicación 10, **caracterizado por que** los gases que emergen del aparato de recuperación de calor se utilizan para el calentamiento parcial de, por ejemplo, aire de combustión, para el recalentamiento de los gases de la absorción intermedia y/o para el calentamiento parcial/precalentamiento de agua de alimentación antes de que entre en la desaireación térmica.
12. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** se usa vapor a baja-presión, por ejemplo vapor saturado a una presión de aproximadamente 1 MPa (10 bar), para la desaireación térmica.
13. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** los absorbedores y una torre de secado para secar aire con la ayuda de ácido sulfúrico se hacen funcionar con un circuito de ácido común a la misma concentración.
14. Procedimiento según la Reivindicación 13, **caracterizado por que** la planta de ácido sulfúrico se hace funcionar con un absorbedor caliente separado, estando provisto este absorbedor caliente de una derivación de gases.
15. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** el aparato de

recuperación de calor, que está destinado a enfriar el gas previamente a la absorción intermedia, tiene una derivación de gas.

16. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por que** el agua de alimentación usada es agua desmineralizada.

5 17. Planta para producir ácido sulfúrico, en particular por un procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, con un convertidor para la oxidación catalítica de  $\text{SO}_2$  para formar  $\text{SO}_3$  con al menos una fase de contacto, al menos un absorbedor, a que se alimenta gas del proceso que contiene  $\text{SO}_3$  después de una fase de contacto del convertidor para que se absorba el  $\text{SO}_3$  en ácido sulfúrico, un aparato de recuperación de calor, en que el gas del proceso libera algo de su calor a agua de alimentación para generar vapor y un desaireador para desairear el agua de alimentación antes de que se introduzca en el aparato de recuperación de calor, **caracterizada por** un intercambiador de calor para calentar el agua de alimentación que se alimenta al aparato de recuperación de calor a una temperatura mayor que el gas del proceso alimentado al absorbedor.

10 18. Planta según la Reivindicación 17, **caracterizada por** un absorbedor intermedio, a que se alimenta el gas del proceso que contiene  $\text{SO}_3$  después de una fase de contacto intermedia del convertidor y un absorbedor final, a que se alimenta el gas del proceso que contiene  $\text{SO}_3$  después de la última fase de contacto del convertidor.

15 19. Planta según la Reivindicación 17 ó 18, **caracterizada por que** hay un dispositivo para generar vapor a baja presión y **por que** al menos algo del vapor a baja presión se alimenta al desaireador.

20 20. Planta según la Reivindicación 17 ó 19, **caracterizada por que** el aparato de recuperación de calor, que se destina a enfriar el gas previamente a la absorción intermedia, tiene una derivación de gas.

20 21. Planta según una de las Reivindicaciones 17 a 20, **caracterizada por** un absorbedor caliente separado, estando provisto este absorbedor caliente de una derivación de gases.

22. Planta según una de las Reivindicaciones 17 a 21, **caracterizada por que** los absorbedores y una torre de secado para secar aire con la ayuda de ácido sulfúrico se conectan a un sistema de bombeo común para suministrar ácido sulfúrico.

25

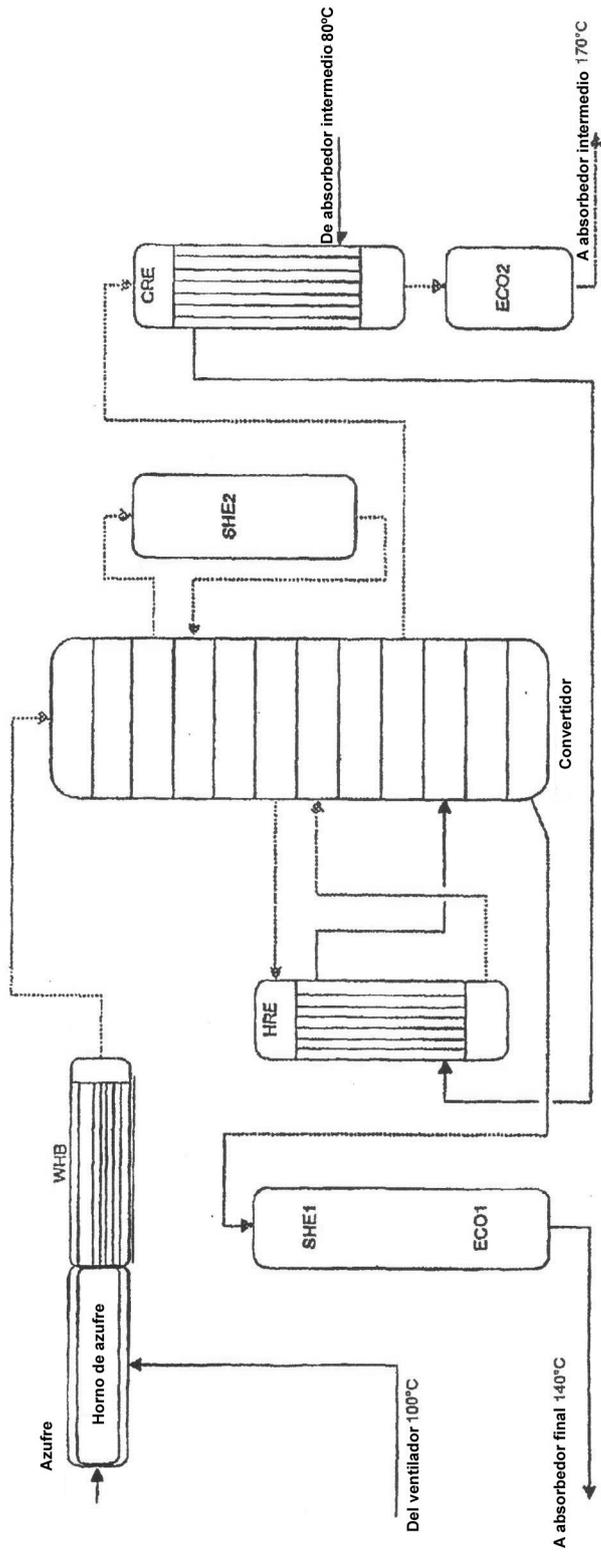


Fig. 1

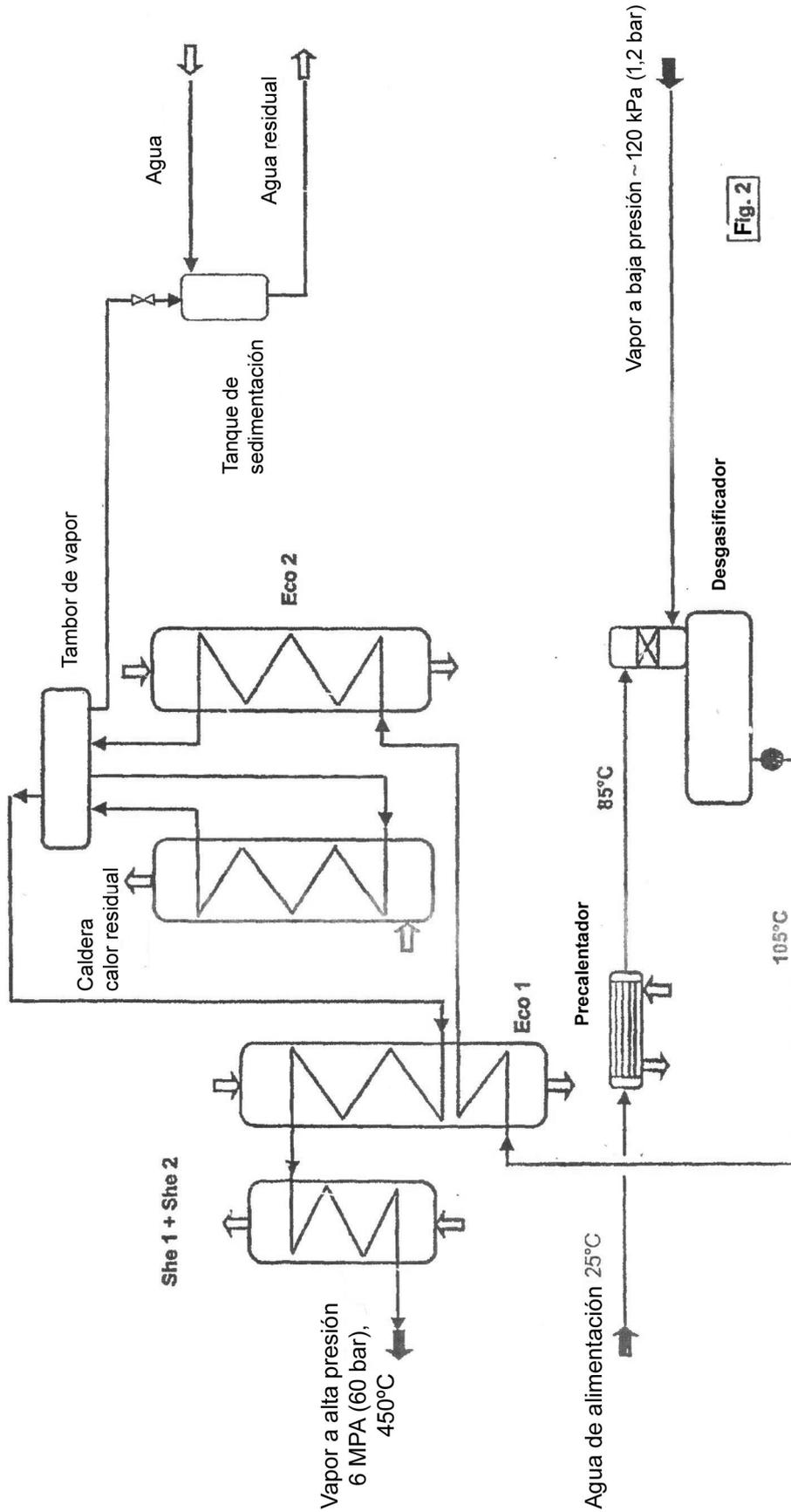


Fig. 2

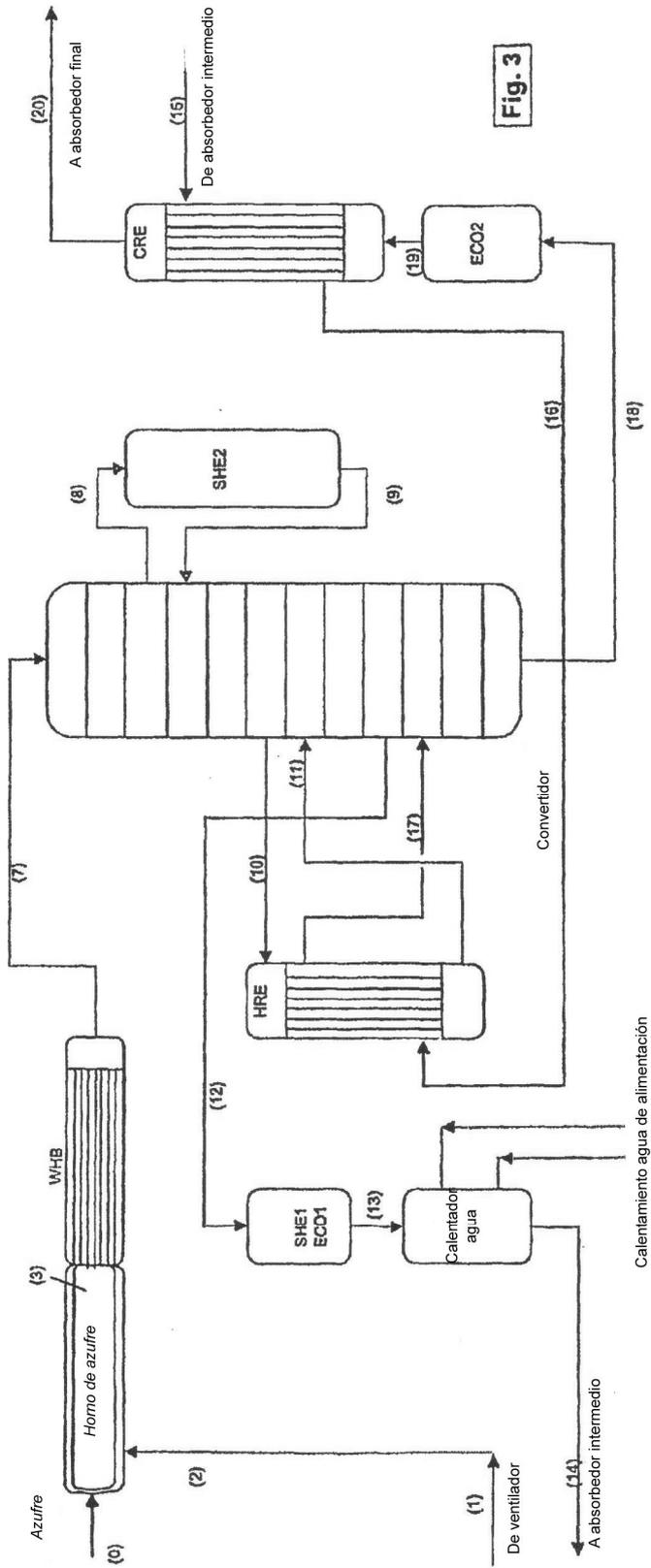
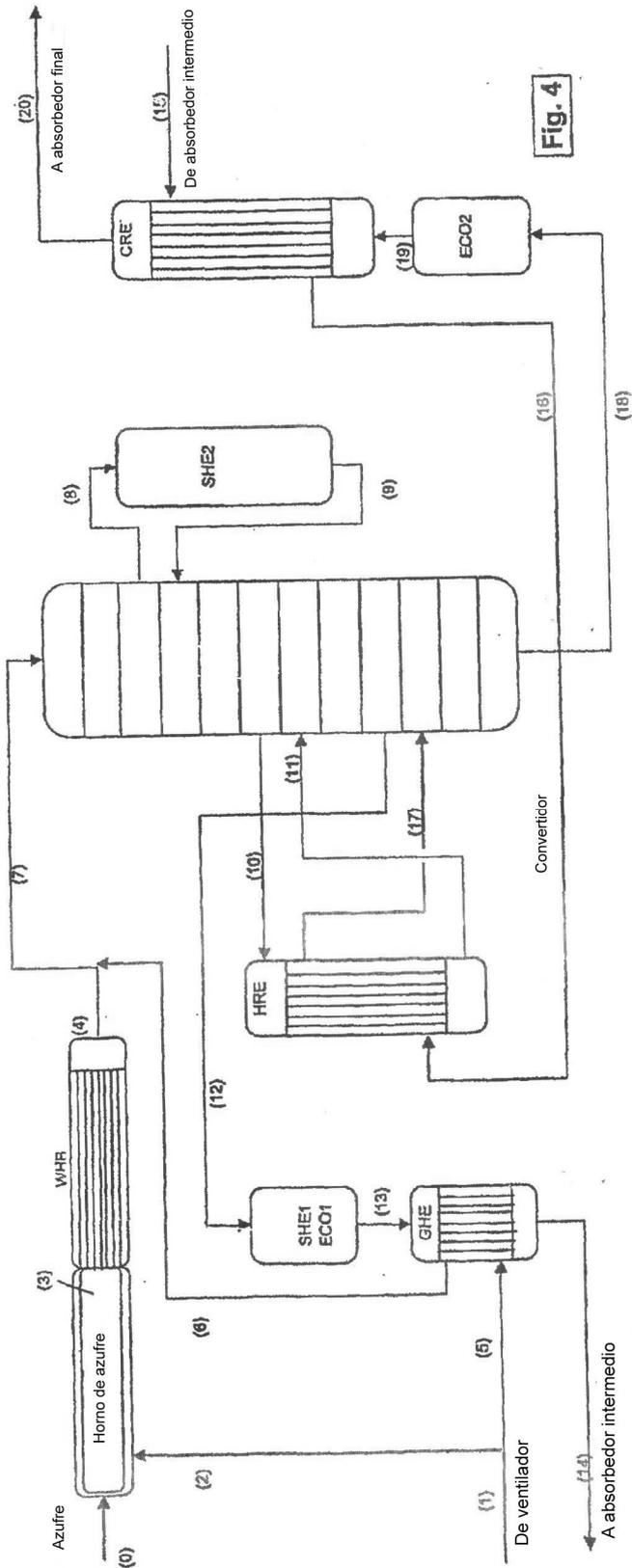
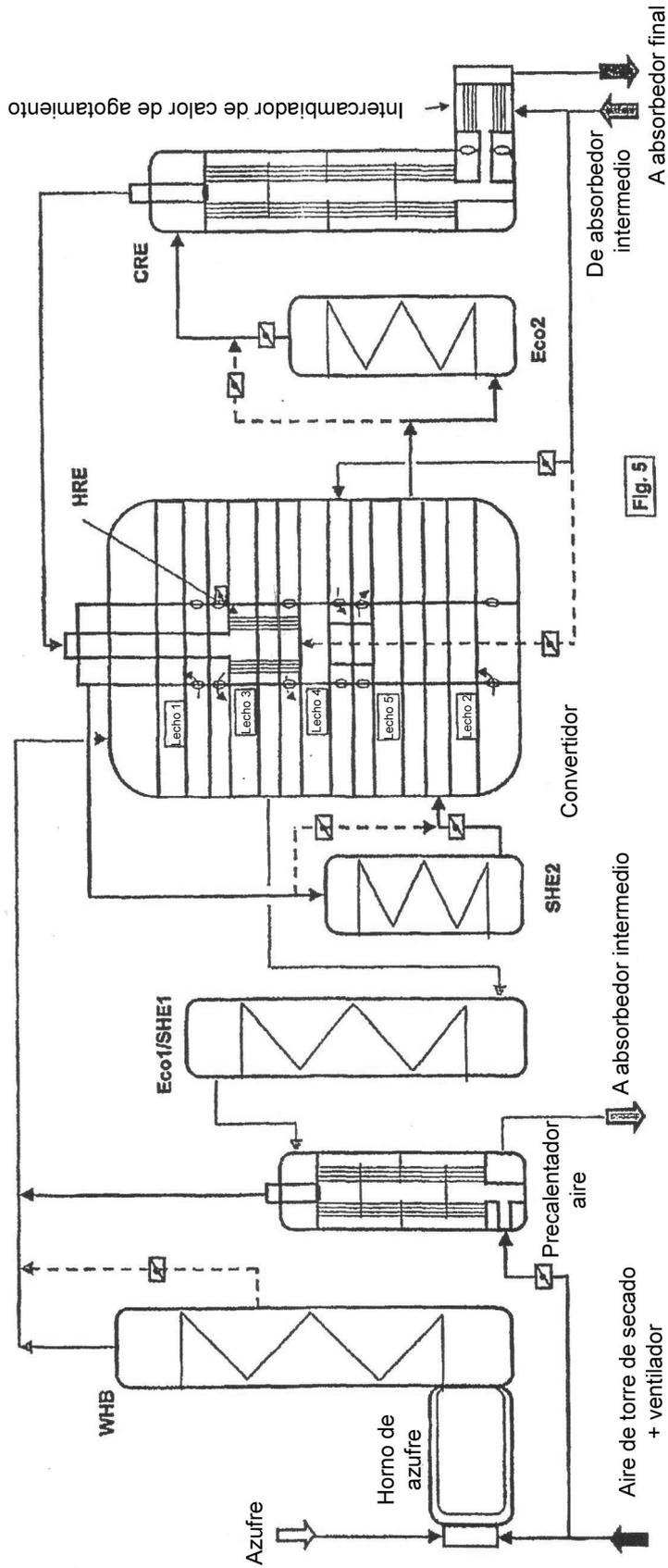
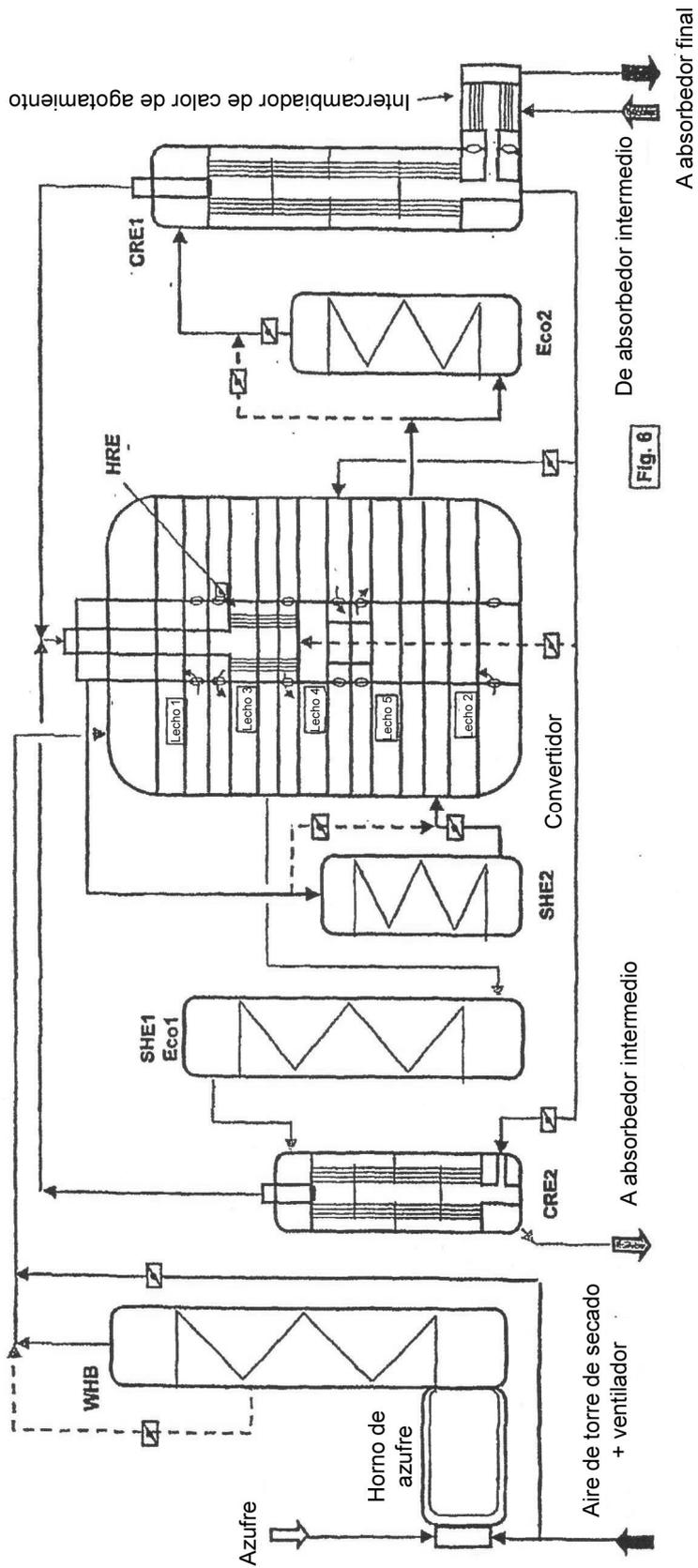
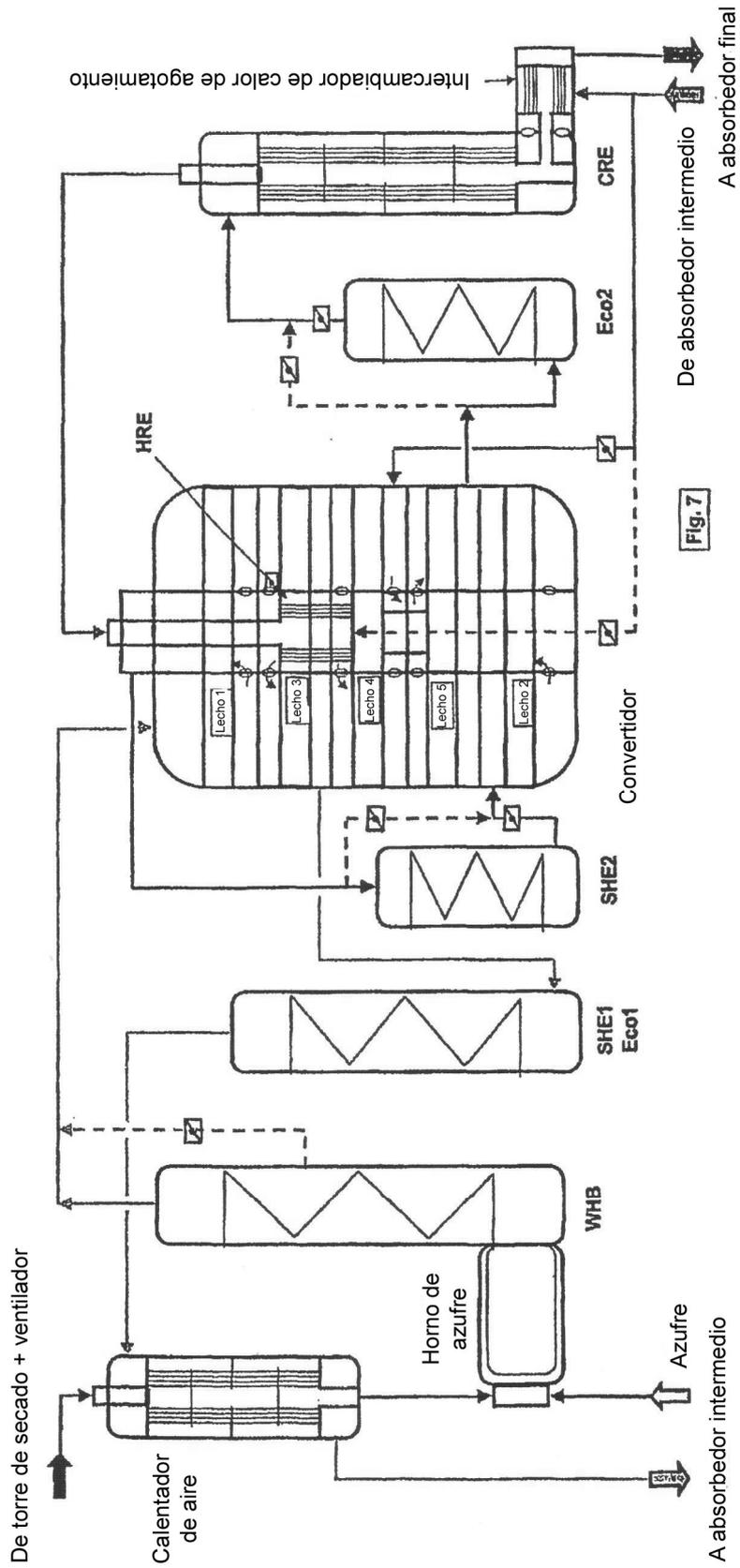


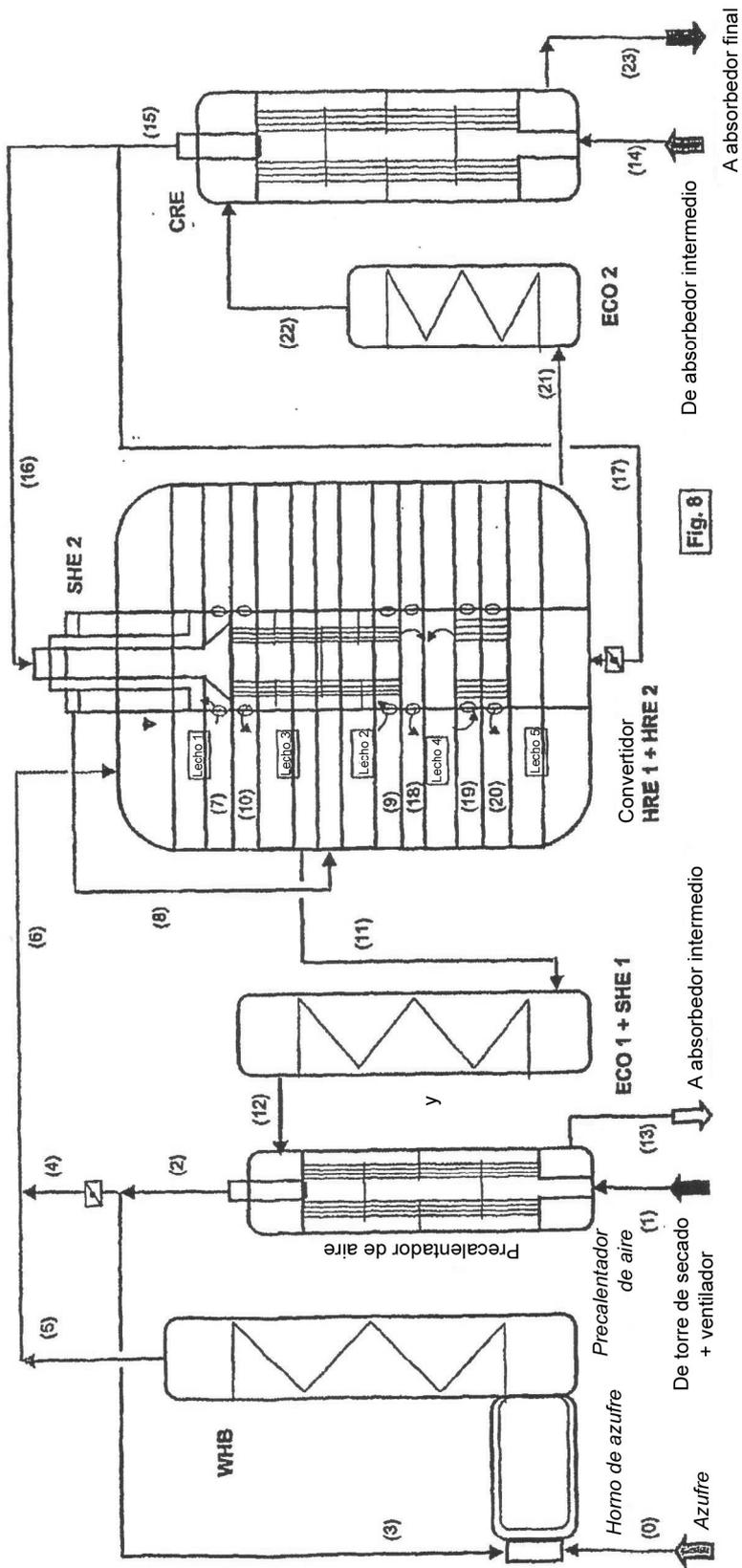
Fig. 3

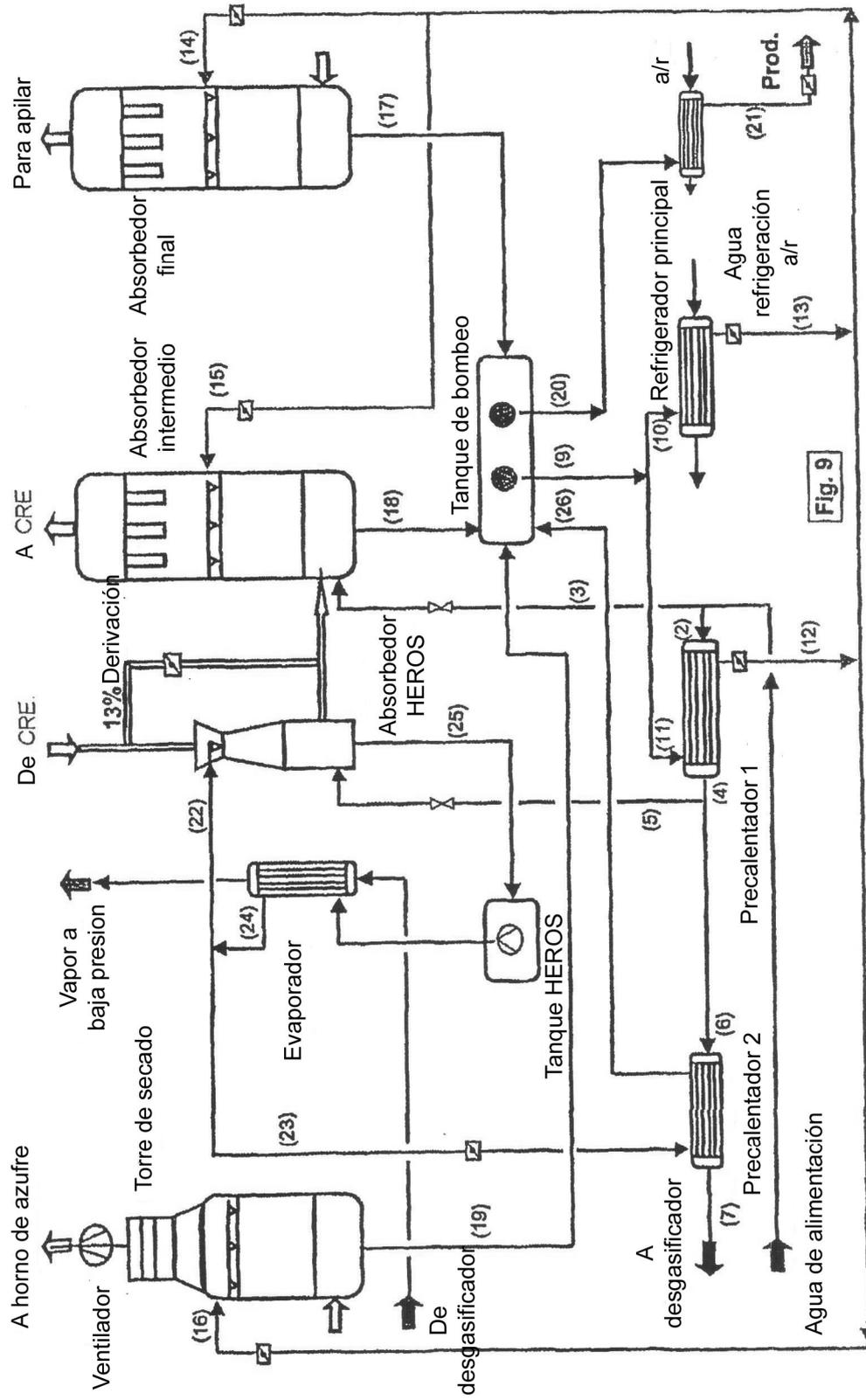


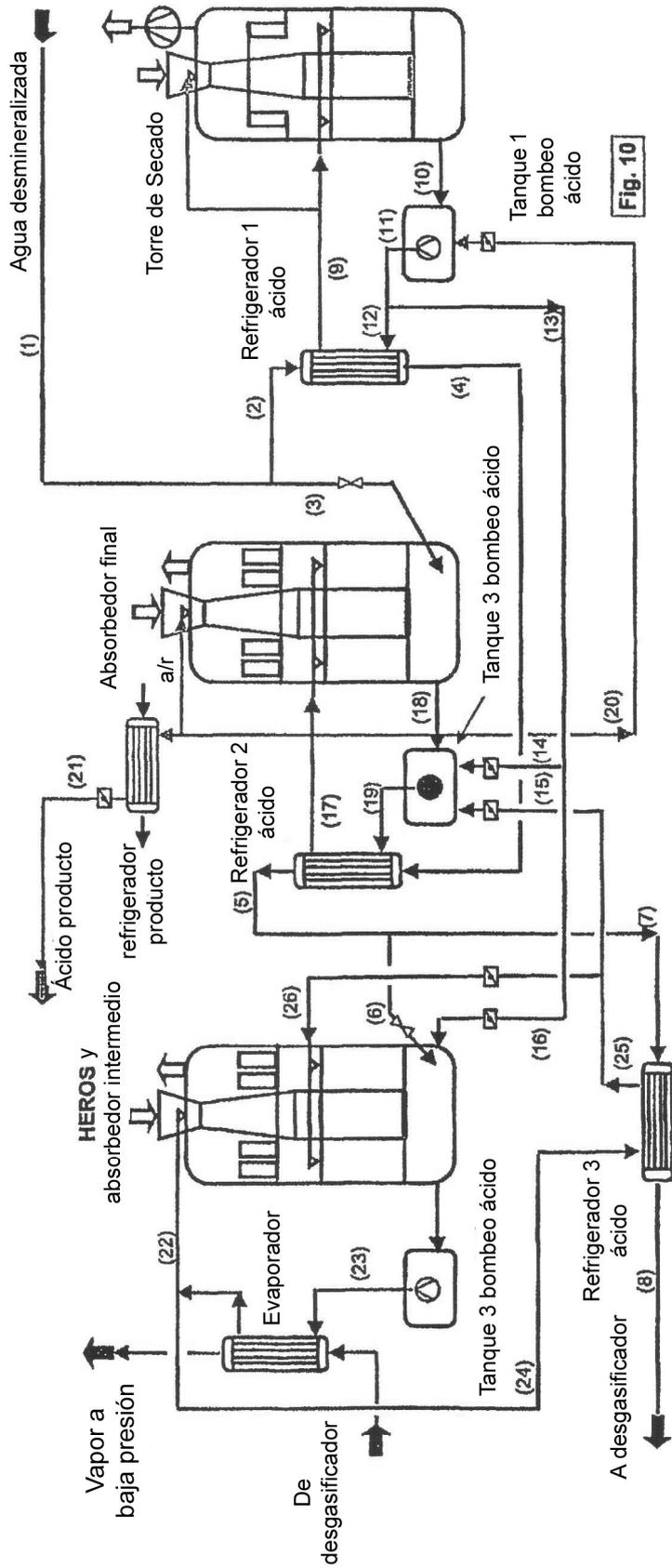












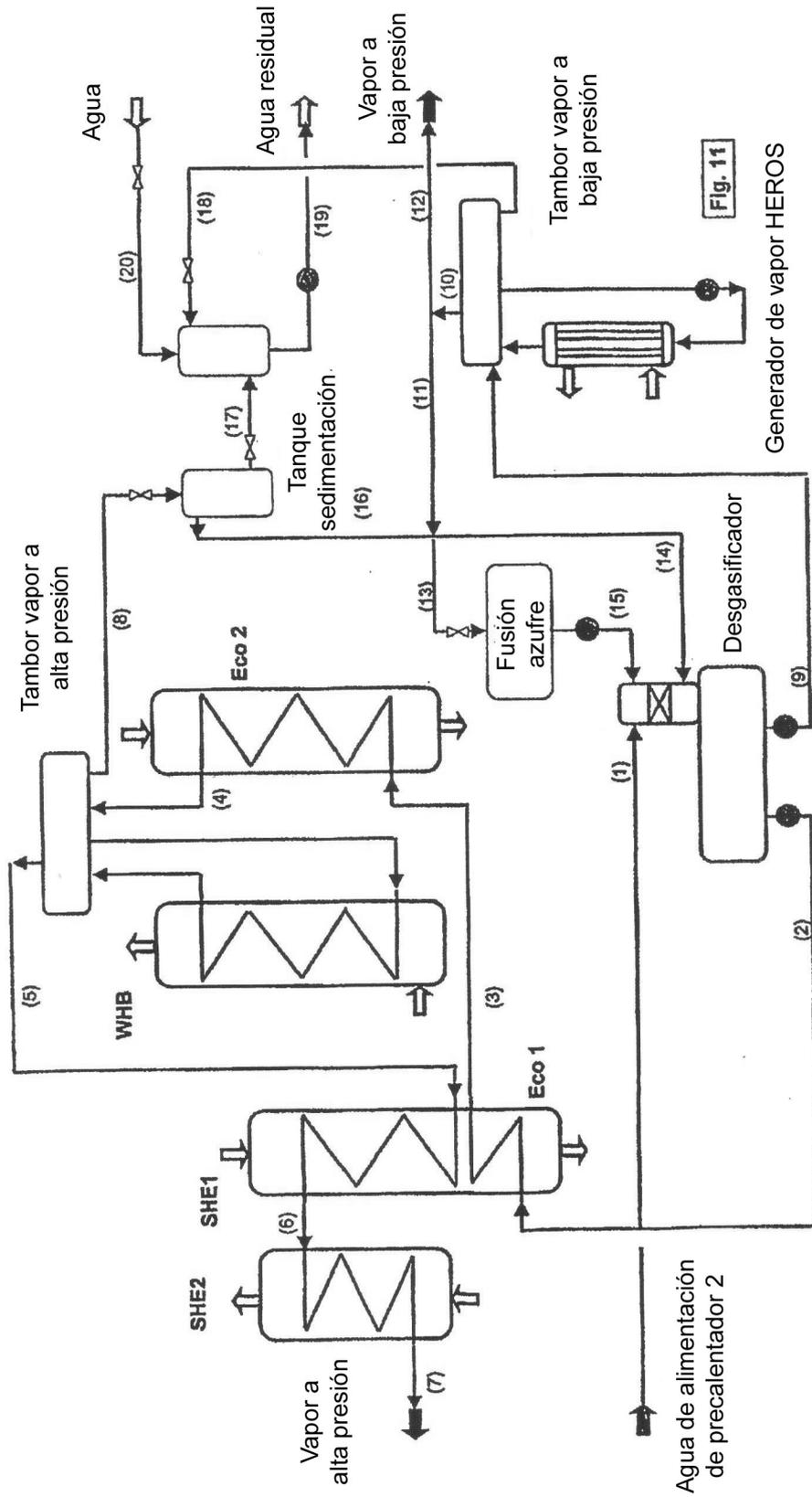


Fig. 11

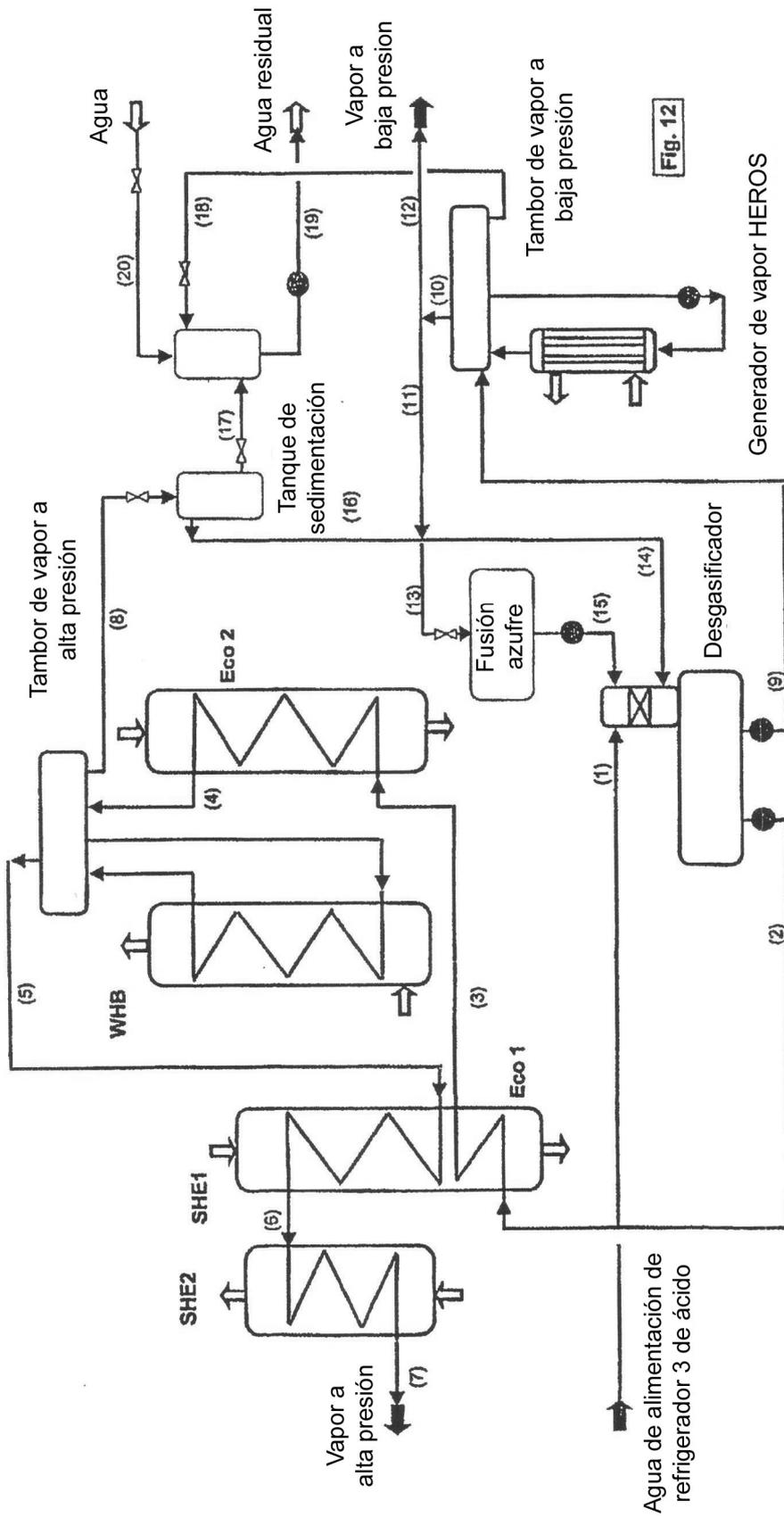


Fig. 12

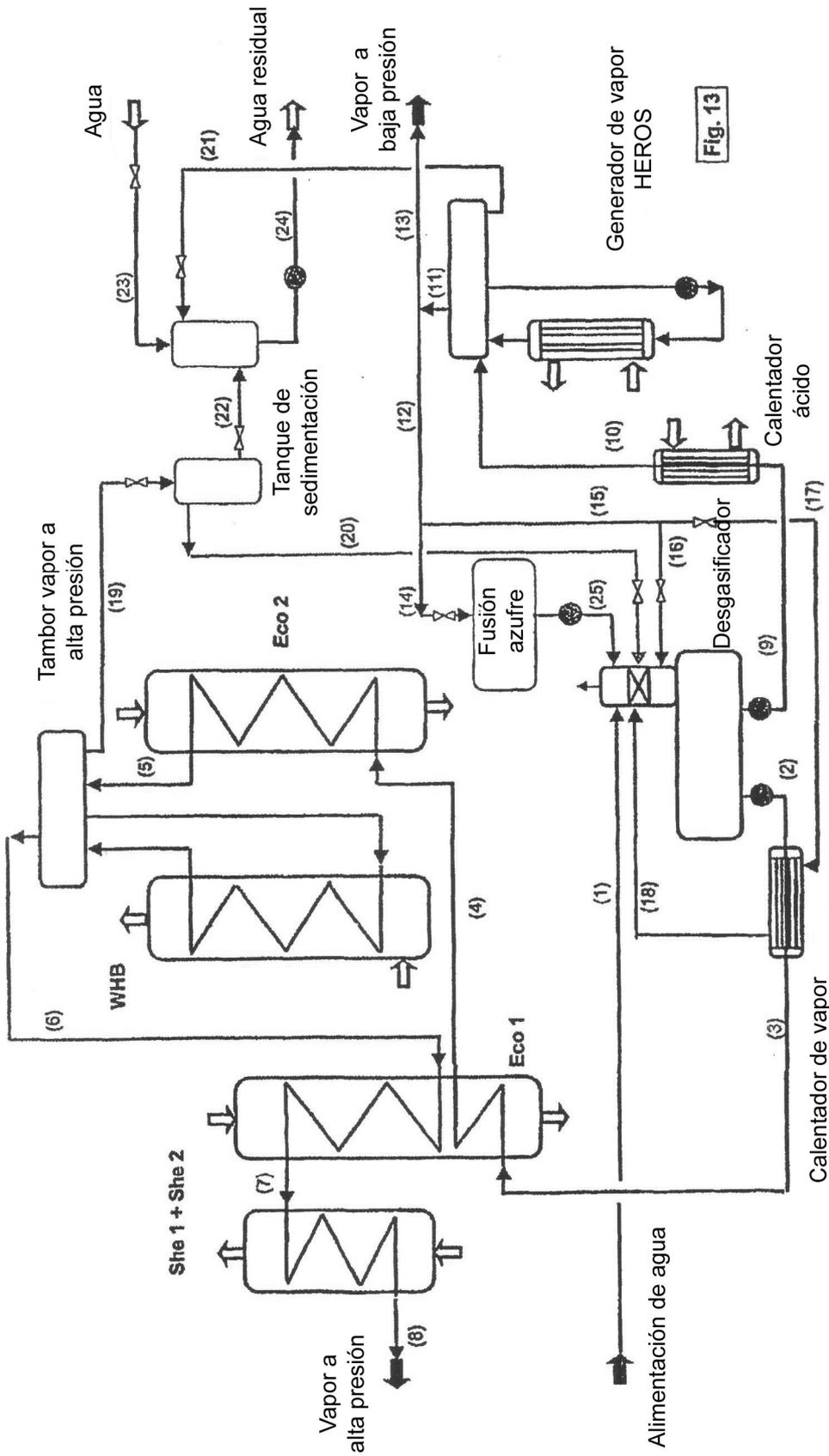


Fig. 13

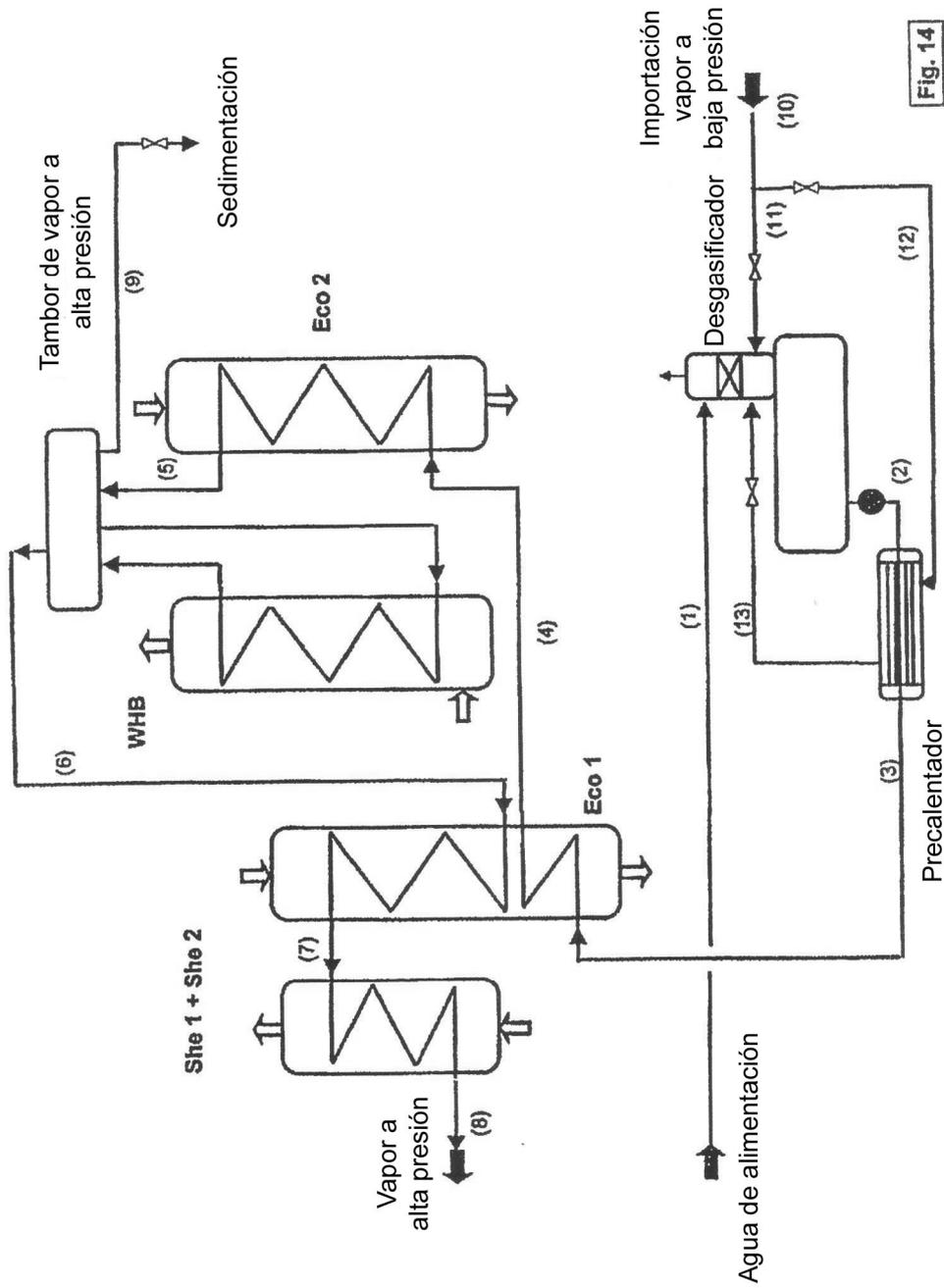


Fig. 14