

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 624 271**

51 Int. Cl.:

**F25J 3/06** (2006.01)

**F25J 3/02** (2006.01)

**B01D 53/00** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **21.04.2010 E 10004249 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **15.03.2017 EP 2381198**

54 Título: **Método para separar dióxido de carbono de gas de humo de plantas de combustión**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**13.07.2017**

73 Titular/es:

**GENERAL ELECTRIC TECHNOLOGY GMBH  
(100.0%)  
Brown Boveri Strasse 7  
5400 Baden, CH**

72 Inventor/es:

**STALLMANN, OLAF**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

**ES 2 624 271 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**

Método para separar dióxido de carbono de gas de humo de plantas de combustión

5 La invención se refiere a un método y a un dispositivo para la licuefacción del CO<sub>2</sub> contenido en los gases de humo de procedimientos de combustión; por ejemplo una central eléctrica de vapor que utiliza combustibles fósiles. La licuefacción de CO<sub>2</sub> a partir de gas de humo usando métodos criogénicos se conoce desde hace bastante tiempo. La mayoría de los métodos criogénicos para la producción de CO<sub>2</sub> líquido a partir de gases de humo de combustión usan esquemas de separación convencionales que tienen dos o más etapas de separación. Estas instalaciones para  
10 licuar CO<sub>2</sub> son relativamente simples y funcionan sin problemas. Una desventaja importante de estas instalaciones es su alta demanda de energía, que tiene efectos negativos sobre la eficiencia de la central eléctrica.

Por el documento US 2008/0196584 A1 y el artículo "Oxyfuel conversion of heaters and Boiler for CO<sub>2</sub> capture" de M. Wilkinson y M. Simmonds se conocen procedimientos para la separación de dióxido de carbono del gas de humo de una central eléctrica de oxicomustión.  
15

Por los documentos FR 2 884 305 y US 2009/0013868 A1 se conocen procedimientos para la separación de dióxido de carbono de un gas de humo.

20 Por el documento US 2008/0173585 A1 se conoce un procedimiento para purificar dióxido de carbono contaminado.

Por tanto, la invención tiene el objeto de proporcionar un método para licuar el CO<sub>2</sub> contenido en el gas de humo que funciona con una demanda de energía reducida y que por tanto aumenta el rendimiento neto de la central eléctrica. Un objeto adicional de la invención es aumentar la pureza del CO<sub>2</sub> licuado sin aumentar la demanda de energía del procedimiento.  
25

Al mismo tiempo, el método debe ser tan simple como sea posible y el funcionamiento de la instalación debe ser fácil de controlar con el fin de garantizar un funcionamiento robusto y libre de problemas. Según la invención, este objeto se alcanza con un método según la reivindicación 1.  
30

Usando un segundo intercambiador de calor y un separador de CO<sub>2</sub> en la segunda etapa de separación, una corriente de CO<sub>2</sub> líquido de la primera etapa de separación entra directamente en el separador de CO<sub>2</sub> y una corriente de CO<sub>2</sub> de la primera etapa de separación entra en el separador de CO<sub>2</sub> a través del segundo intercambiador de calor. Este método permite producir calidades de CO<sub>2</sub> con una pureza de más del 99% en volumen.  
35

Preferiblemente, el CO<sub>2</sub> líquido en el separador de CO<sub>2</sub> se somete a ebullición mediante un evaporador y se extrae gas de escape desde la parte superior del separador de CO<sub>2</sub>, se expande en una válvula de control de presión y se usa en las etapas de separación con fines de enfriamiento, pudiendo reducirse los requisitos de servicio de refrigeración auxiliar.  
40

Preferiblemente, se suministra agua refrigerada de la primera etapa de separación al primer enfriador. Esto proporciona un producto de CO<sub>2</sub> líquido a un primer nivel de presión superior, minimizando así los requisitos de compresión.  
45

El método según una realización de la invención establece un bucle de refrigeración abierto, evitando de ese modo la instalación de una unidad de refrigeración específica. Esto aumenta el rendimiento energético y reduce el coste para construir la planta de licuefacción de CO<sub>2</sub>.

50 Recogiendo el CO<sub>2</sub> líquido del evaporador y del separador de CO<sub>2</sub> en un tambor de almacenamiento intermedio se minimizan los requisitos de compresión del CO<sub>2</sub> vaporizado posterior.

Si una parte del CO<sub>2</sub> líquido se extrae del tambor de almacenamiento intermedio o del separador de CO<sub>2</sub> y se suministra mediante una segunda bomba de producto al lado de entrega del segundo compresor o el lado de succión de una primera bomba de producto puede conseguirse una reducción adicional de los requisitos de compresión.  
55

Preferiblemente, el método comprende que el gas de humo se comprima en un primer compresor, se enfríe en un primer enfriador y/o se seque en un secador antes de entrar en la primera etapa de separación, reduciendo el consumo de energía del procedimiento y el mantenimiento del dispositivo de secado.  
60

Si el gas de escape de la última etapa de separación se expande hasta aproximadamente 17 bar y da como resultado una temperatura de aproximadamente -54°C antes de entrar en un intercambiador de calor de la última etapa de separación, los requisitos de compresión del gas de humo pueden reducirse hasta un mínimo, al tiempo que se evita la formación de hielo seco.  
65

Los siguientes dibujos muestran información de los antecedentes y algunas realizaciones de la invención reivindicada.

#### Dibujos

- 5 Fig. 1: una realización que no es según la invención,
- Fig. 2: una realización de la invención reivindicada que comprende una columna de separación y un bucle de refrigeración abierto,
- 10 Fig. 3: una realización de la invención reivindicada que comprende una segunda bomba de producto para CO<sub>2</sub> licuado,
- Fig. 4: una realización de la invención reivindicada con un régimen de expansión de dos etapas para el gas de escape usando dos turbinas de expansión y
- 15 Fig. 5: una realización de la invención reivindicada.

#### Descripción del procedimiento

20 En las figuras, la temperatura y la presión en diversos puntos de la corriente de gas de humo así como del CO<sub>2</sub> se indican mediante denominados indicadores. Las temperaturas y las presiones correspondientes a cada indicador se compilan en un gráfico más adelante. Resulta evidente para un experto en la técnica que estas temperaturas y presiones pretenden ser un ejemplo. Pueden variar dependiendo de la composición del gas de humo, la temperatura

25 ambiental y la pureza requerida del CO<sub>2</sub> líquido.

El diagrama de bloques mostrado en la figura 1 representa un método para la licuefacción de CO<sub>2</sub> contenido en los gases de humo. Aunque el método es diferente del reivindicado, resulta útil para entender el método de la invención, que se define en la reivindicación 1.

30 Como puede verse en la figura 1, el gas de humo se comprime en un primer compresor 1. El primer compresor 1 puede ejecutar un procedimiento de compresión de múltiples etapas con enfriadores y separadores de agua entre cada etapa de compresión (no mostrado) que separan la mayoría del vapor de agua o el agua del gas de humo 3.

35 Cuando se emite por el primer compresor 1, el gas de humo 3 tiene una temperatura significativamente mayor que la temperatura ambiental y después se enfría hasta aproximadamente 13°C mediante un primer enfriador 5. La presión es de aproximadamente 35,7 bar (véase el indicador 1).

40 Entre el primer compresor 1 y el primer enfriador 5, el gas de humo tiene que limpiarse de mercurio que puede condensarse y sin duda dañaría los intercambiadores de calor soldados con aluminio 11 y 17. La eliminación del mercurio puede realizarse en un adsorbedor de Hg de lecho fijo (no mostrado).

45 La humedad todavía contenida en la corriente de gas de humo 3 se libera del agua mediante un procedimiento de secado adecuado, por ejemplo se seca por adsorción en un secador 7 y posteriormente se transporta a una primera etapa de separación 9. Esta primera etapa de separación 9 comprende un primer intercambiador de calor 11 y un primer tambor de separación 13. El primer intercambiador de calor 11 sirve para enfriar la corriente de gas de humo 3. Como resultado de este enfriamiento tiene lugar una condensación parcial del CO<sub>2</sub> contenido en la corriente de gas de humo 3. Por consiguiente, la corriente de gas de humo 3 entra en el primer tambor de separación 13 como una mezcla de gas y líquido de dos fases. En el primer tambor de separación 13, la fase líquida y la fase gaseosa de la corriente de gas de humo 3 se separan principalmente mediante gravitación. En el primer tambor de separación 13 la presión es de aproximadamente 34,7 bar y la temperatura es de -19°C (véase el indicador n.º 5).

50 En la parte inferior del primer tambor de separación 13 se extrae CO<sub>2</sub> líquido (véase ref. 3.1) y se expande por medio de una primera válvula reductora de presión 15.1 hasta una presión de aproximadamente 18,4 bar. La expansión en la primera válvula reductora de presión 15.1 da como resultado una temperatura del CO<sub>2</sub> de entre -22°C y -29°C (véase el indicador 10). Esta corriente de CO<sub>2</sub> 3.1 enfría la corriente de gas de humo 3 en el primer intercambiador de calor 11. Como resultado se evapora la corriente de CO<sub>2</sub> 3.1. En la salida del primer intercambiador de calor 11 la corriente de CO<sub>2</sub> 3.1 tiene una temperatura de aproximadamente +25°C y una presión de aproximadamente 18 bar (véase el indicador n.º 11). Esta corriente de CO<sub>2</sub> 3.1 se transporta a una segunda etapa de un segundo compresor 25.

55 Una segunda corriente 3.2 de gas de humo se extrae en la parte superior del primer tambor de separación 13 en un estado gaseoso y posteriormente se enfría en un segundo intercambiador de calor 17 y se condensa parcialmente. Tras haber pasado por el segundo intercambiador de calor 17, la segunda corriente 3.2 es una mezcla de dos fases y se transporta a un segundo tambor de separación 19. El segundo intercambiador de calor 17 y el segundo tambor de separación 19 son los componentes principales de la segunda etapa de separación 21.

En el segundo tambor de separación 19 tiene lugar de nuevo una separación apoyada por la gravedad entre la fase líquida y la fase gaseosa de la segunda corriente 3.2. En el segundo tambor de separación 19 hay una presión de aproximadamente 34,3 bar y una temperatura de aproximadamente -50°C (véase el indicador n.º 6).

5 La fase gaseosa en el segundo tambor de separación 19, el denominado gas de escape 23, se extrae en la parte superior del segundo tambor de separación 19, se expande hasta aproximadamente 17 bar en una segunda válvula reductora de presión 15.2, de modo que se enfría hasta aproximadamente -54°C. El gas de escape 23 fluye a través del segundo intercambiador de calor 17 enfriando de ese modo y condensando parcialmente el gas de humo 3.2.

10 En la parte inferior del segundo tambor de separación 19 se extrae una corriente de CO<sub>2</sub> líquido 3.3 y se expande hasta aproximadamente 17 bar en una tercera válvula reductora de presión 15.3, de modo que alcanza una temperatura de -54°C (véase el indicador n.º 7a).

15 La corriente de CO<sub>2</sub> 3.3 también se transporta al segundo intercambiador de calor 17. En el segundo intercambiador de calor 17 se evapora una parte del CO<sub>2</sub> líquido 3.3 y se extrae la corriente 3.3.1 del segundo intercambiador de calor 17, se expande hasta aproximadamente de 5 a 10 bar en una cuarta válvula reductora de presión 15.4, de modo que se alcanza una temperatura de -54°C (véase el indicador n.º 7b), y de nuevo se transporta al segundo intercambiador de calor 17.

20 Después de que la corriente 3.3 haya pasado a través del segundo intercambiador de calor 17, se transporta al primer intercambiador de calor 11. En la entrada del primer intercambiador de calor 11 la corriente 3.3 tiene una presión de aproximadamente 5 a 10 bar y una temperatura de entre -22°C y -29°C (véase el indicador n.º 14). La corriente parcial 3.3 capta calor en el primer intercambiador de calor 11, de modo que en la salida del mismo tiene una temperatura de aproximadamente -7°C con una presión de aproximadamente 5 a 10 bar. La tercera corriente parcial 3.3 se transporta a la primera etapa de compresión de un segundo compresor 25 y se comprime hasta aproximadamente 18 bar. Posteriormente se transporta la corriente de CO<sub>2</sub> comprimida 3.1 a una segunda etapa del compresor de múltiples etapas 25 mostrado en la figura 1.

30 Un enfriador intermedio entre las diversas etapas del segundo compresor 25 y un enfriador posterior para el CO<sub>2</sub> comprimido no se muestran en la figura 1 a 5.

35 En la salida del segundo compresor 25, el CO<sub>2</sub> comprimido tiene una presión de entre 60 bar y 110 bar y una temperatura de 80°C a 130°C (véase el indicador 19). En un enfriador posterior, que no se muestra, el CO<sub>2</sub> se enfría hasta temperatura ambiental.

40 Si es necesario, el CO<sub>2</sub> puede o bien alimentarse directamente a la tubería o bien licuarse y transportarse desde una primera bomba de producto 27 por ejemplo al interior de una tubería de CO<sub>2</sub> (no mostrada). La primera bomba de producto 27 aumenta la presión del CO<sub>2</sub> líquido hasta la presión dentro de la tubería de CO<sub>2</sub>, que puede ser de aproximadamente 120 bar.

45 Volviendo al gas de escape 23 que se extrae desde la parte superior del segundo tambor separador 19, puede verse que el gas de escape 23 fluye a través de una segunda válvula de control de presión 15.2, el segundo intercambiador de calor 17 y el primer intercambiador de calor 11, captando de ese modo calor de la corriente de gas de humo 3. En la salida del primer intercambiador de calor 11, el gas de escape 23 tiene una temperatura de aproximadamente 26°C a 30°C con una presión de aproximadamente 26 bar (véase el indicador n.º 16).

50 Para maximizar la recuperación de energía, el gas de escape 23 se sobrecalienta en un sobrecalentador de gas de escape 29 y después se transporta a una turbina de expansión 31 o cualquier otra máquina de expansión. En la máquina de expansión se recicla energía mecánica y después de ello se emite el gas de escape 23 al entorno con una presión que corresponde aproximadamente a la presión del entorno.

55 Con fines de enfriamiento, el primer enfriador 5 pueden estar conectado a través de conductos 33 y una bomba de agua refrigerada 35 con el primer intercambiador de calor 11. Dentro de los conductos 33 fluye una mezcla de agua y glicol, suministrando agua refrigerada al primer enfriador 5 (véanse los indicadores n.º 3 y 4).

60 El agua que se congelará en el equipo de refrigeración aguas abajo se eliminará del gas de alimentación, por ejemplo mediante adsorción, en un secador 7. Para minimizar la masa de descante requerida después del secador 7, el gas de humo puede enfriarse en el primer enfriador 5 hasta aproximadamente 13°C usando una mezcla de glicol/agua que se ha refrigerado en un primer intercambiador de calor 11 del enfriador 1. El circuito de glicol/agua puede comprender una bomba de agua refrigerada 35.

65 El glicol/agua del primer enfriador 5 tiene una temperatura de aproximadamente 40 - 50°C (véase el indicador 3) y se bombea a un intercambiador de calor de aire o agua (no mostrado) y se enfría hasta temperatura ambiental. El glicol/agua enfriado se dirige después al primer intercambiador de calor 11 para su refrigeración usando las corrientes de producto y de gas de escape 3.1, 3.2 y 23).

5 Procedente del primer intercambiador de calor 11, el glicol/agua refrigerado tiene una temperatura de aproximadamente 10°C (véase el indicador 4) y se devuelve al primer enfriador 1. El control de temperatura de la salida de glicol/agua refrigerado puede realizarse en cascada en un controlador de flujo de circuito. El servicio del primer enfriador 5 se ajusta mediante la temperatura de suministro de glicol/agua.

10 Suministrar el primer enfriador 5 desde el primer intercambiador de calor 11 tiene algunas ventajas: primero de todo, el gas de humo puede enfriarse hasta aproximadamente 10°C, lo que permite un procedimiento de secado eficaz en el secador 7.

En el caso de un primer enfriador 5, la rotura del tubo o la fuga de gas de humo al ciclo de glicol/agua, esto puede detectarse fácilmente y no daña inmediatamente al primer intercambiador de calor 11. Finalmente, esta disposición es muy eficiente desde el punto de vista energético, reduciendo el consumo de energía de todo el procedimiento.

15 Tabla de indicadores, presiones y temperaturas.

N.º de indicador	Temperatura, aproximadamente [°C]	Presión, aproximadamente [bar]
1	13	35,7
2	13	35
3	de 40°C a 50°C	-
4	10	-
5	-19	34,7
6	-50	34,3
7	-53°C	de 5 a 10
7a	-54	27
7b	-54	de 5 a 10
8	-47	16,5
10	de -22 a -29	18,4
11	25	18
12	-7	5-10
14	de -22 a -29	5-10
16	de 26 a 30	26
19	de 80 a 130	de 60 a 110
20	-	36,5
	Las tolerancias para las temperaturas son de ± 5°C	Las tolerancias para las presiones son de ± 5 bar

20 Tras la separación del agua condensada en un separador de gas de humo (no mostrado) entre el primer enfriador 5 y el secador 7 que eliminará la mayoría del agua al tiempo que permanece suficientemente lejos de las condiciones de formación de hidrato, el gas de humo se seca en un secador de gas de humo 7.

Para impedir el taponamiento de los intercambiadores de calor 11, 17 y la deposición de sólidos en la sección de refrigeración, concretamente el primer enfriador 5, puede preverse un filtro (no mostrado) para limitar el tamaño de partícula en el gas de humo hasta aproximadamente 1 µm.

25 La figura 2 muestra un diagrama de bloques que muestra un ejemplo de aparato adecuado para llevar a cabo el método según la invención.

30 En la figura 2 los componentes idénticos se designan con números de referencia idénticos. Las afirmaciones relativas a la figura 1 son aplicables de manera correspondiente.

35 El gas seco del secador 7 se condensa parcialmente en el primer intercambiador de calor 11, usando la corriente de producto 3.3 y la corriente de gas de escape 23, hasta una temperatura de aproximadamente -19°C. El CO<sub>2</sub> líquido producido se separa en un primer tambor de separación 13. El destino del líquido depende de la calidad de producto requerida. Para el modo de recuperación de petróleo mejorada (EOR, *Enhanced Oil Recovery*) del procedimiento, el líquido del primer tambor de separación 13 se enviará a una columna de separador de CO<sub>2</sub> 37 en una ubicación de alimentación intermedia, mientras que en un modo de acuífero salino (SA, *Saline Aquifer*), el líquido se envía directamente a la corriente de producto de la parte inferior del separador de CO<sub>2</sub> 37. La segunda alternativa no se muestra en las figuras. El vapor sobrecalentado 3.2 del primer tambor de separación 13 se condensa adicionalmente en el segundo intercambiador de calor 17 usando la corriente de producto 3.3 y la corriente de gas de escape 23 antes de enviarse como reflujo a la parte superior del separador de CO<sub>2</sub> 37.

40 La presión del sistema se selecciona de manera que la condensación del vapor sea posible, al tiempo que se mantiene una distancia suficientemente alta de los puntos de sublimación y de fusión de CO<sub>2</sub>.

## ES 2 624 271 T3

El separador de CO<sub>2</sub> 37 consiste en una columna con evaporador 32 y puede comprender un evaporador lateral (no mostrado). No es necesario ningún sistema de condensación aguas arriba en esta configuración.

5 La alimentación al separador de CO<sub>2</sub> 37 se subenfía. Esto elimina la necesidad de un sistema de condensación y reflujo aguas arriba específico. La alimentación subenfriada proporciona una condensación de CO<sub>2</sub> suficiente en el separador de CO<sub>2</sub> 37 para cumplir con la recuperación de CO<sub>2</sub> requerida. Si es necesario, puede tomarse una corriente de CO<sub>2</sub> del conducto de retorno del evaporador 32 para aumentar el reflujo total (no mostrado). La calidad/pureza de CO<sub>2</sub> se mantendrá dentro de unos límites mediante el ajuste de los servicios del evaporador 32 y el evaporador lateral opcional.

10 La presión en el separador de CO<sub>2</sub> 37 se controlará mediante la tasa de extracción de vapor aguas arriba. Dado que la expansión instantánea del gas de escape 23 desde aproximadamente 32 bar en la parte superior del separador de CO<sub>2</sub> 37 a condiciones de chimenea conduciría a temperaturas de -90°C, se instala un sistema en cascada (véanse las figuras 4/5). Esto garantiza que la temperatura del gas de escape 23 puede mantenerse suficientemente alta. En la figura 2 sólo se muestra una válvula reductora de presión 15.2. Tras haber pasado por el segundo y el primer intercambiador de calor 17 y 11, el gas de escape 23 puede sobrecalentarse en un calentador de gas de escape (sin n.º de ref. en la fig. 2) y un expansor para la recuperación de energía.

15 El aporte de calor requerido al evaporador 32 se proporcionará mediante la condensación de refrigerante de CO<sub>2</sub> 3.4 desde la salida de la segunda etapa del segundo compresor 25. Este refrigerante de CO<sub>2</sub> 3.4 fluye, tras haber pasado por el evaporador 32, a través de una válvula reductora de presión 15.7 hasta el tambor de almacenamiento intermedio 39. El servicio del evaporador 32 se ajustará inundando el lado de refrigerante por medio de control de nivel. El punto de ajuste de nivel se controla por medio de una cascada de analizadores de CO<sub>2</sub>. El punto de muestra se ubica en la sección inferior de la columna de separador de CO<sub>2</sub> 37. El refrigerante líquido resultante se envía después al receptor de refrigerante o al tambor de almacenamiento intermedio 39.

20 El producto de sumidero de la columna se elimina en dos rutas, una de control de nivel y la otra de control de flujo.

30 La primera ruta del producto de sumidero de CO<sub>2</sub> es de control de nivel desde el evaporador 32 al tambor de almacenamiento intermedio 39. Opcionalmente puede instalarse un evaporador lateral (no mostrado), en el que el líquido se subenfía adicionalmente. Esto garantiza que la fracción de vapor se minimiza tras la expansión instantánea. El líquido subenfriado se dirige después al tambor de almacenamiento intermedio 39.

35 El tambor de almacenamiento intermedio 39 se ha previsto para la gestión del líquido, es decir la recogida y distribución de refrigerante al primer intercambiador de calor 11 y/o segundo intercambiador de calor 17.

40 El refrigerante de CO<sub>2</sub> licuado del tambor de almacenamiento intermedio 39 se expande a diferentes niveles (véanse los indicadores 7 y 10). Por consiguiente se proporciona refrigerante de CO<sub>2</sub> a dos niveles de temperatura. El menor nivel de temperatura está a aproximadamente -54°C, al que el CO<sub>2</sub> se expande de manera instantánea por medio de la válvula de expansión 15.5 hasta 5.8 bar (véase el indicador 7), o 7.3 bar. Esta corriente de producto de CO<sub>2</sub> y a baja presión 3.3 entra en el segundo intercambiador de calor 17.

45 El segundo nivel de temperatura está a aproximadamente de -22°C a -29°C. La corriente de refrigerante a alta presión 3.1 se expande por medio de la válvula de expansión 15.6 hasta aproximadamente 18 bar (véase el indicador 10) y se usa en el primer intercambiador de calor 11 para proporcionar la refrigeración.

50 En el primer intercambiador de calor 11 y el segundo intercambiador de calor 17, la corriente de producto de CO<sub>2</sub> 3.3 se vaporizará y se enviará, procedente de la salida del primer intercambiador de calor 11 a 3°C, a la primera etapa del segundo compresor 25. El refrigerante a alta presión 3.1 se sobrecalienta hasta aproximadamente 26°C en el primer intercambiador de calor 11 (véase el indicador 11).

Tras haber pasado la corriente de producto 3.3 se comprime y se licua mediante un segundo compresor de múltiples etapas 25. La corriente de refrigerante a alta presión 3.1 entra en el segundo compresor 25 en la segunda etapa.

55 El vapor de producto de CO<sub>2</sub> 3.3 procedente del primer intercambiador de calor 11 vuelve a comprimirse mediante un compresor de CO<sub>2</sub> de 3 etapas 25.

60 La carga del segundo compresor 25 se ajusta por medio del control de la presión de succión. Para minimizar los requisitos de compresión se usa la temperatura de entrada como control para ajustar el flujo de refrigerante a baja presión.

Tras la primera etapa de compresión y enfriamiento, el flujo de producto de CO<sub>2</sub> 3.3 se combina con la corriente de refrigerante a alta presión 3.1 del primer intercambiador de calor 11.

65 La descarga de CO<sub>2</sub> necesaria para el funcionamiento del evaporador 32 se realiza tras la 2ª etapa de compresión a una presión de aproximadamente 36,5 bar (véase el indicador 20). Esto garantiza que la temperatura de

## ES 2 624 271 T3

condensación es aproximadamente 5°C mayor que la temperatura del evaporador. El principio aplicado en este caso es un ciclo de refrigeración de bucle abierto. Una ventaja de esta disposición es que el producto de CO<sub>2</sub> no se contaminará en el caso de una fuga o rotura del tubo en el intercambiador de calor.

- 5 La presión de salida de la 2ª etapa del compresor 25 se ajusta por medio de álabes de guiado de salida de la 3ª etapa. El retorno sobre el control de flujo se proporciona a la 1ª y 2ª etapa.

La salida de la 3ª etapa del segundo compresor 25 puede usarse para calentar el gas de escape para la chimenea, que se recalienta hasta al menos 40°C.

- 10 El retorno sobre el control de flujo se proporciona a la 3ª etapa.

- 15 La presión de salida de la 3ª etapa está preferiblemente por debajo de 72 bar, que está también por debajo de la presión crítica de CO<sub>2</sub> (73.773 bar). Por tanto, es posible una condensación subcrítica en el último enfriador (posterior) de aire/agua (no mostrado). La presión de salida se ajusta variando el servicio de condensación del enfriador de aire/agua y se sopla a la chimenea.

- 20 El producto de CO<sub>2</sub> licuado puede conducirse a un receptor de producto (no mostrado) desde el que puede bombearse a una tubería de producto.

- En el caso de que las condiciones ambientales sean calientes, puede que sólo sean aplicables la compresión hasta condiciones supercríticas y el enfriamiento del CO<sub>2</sub>.

- 25 Usar un circuito de agua-glicol que comprende el primer enfriador 5, una bomba de agua refrigerada 35, el primer intercambiador de calor 11 y los conductos necesarios 33 permite un enfriamiento eficaz del gas de humo desde temperaturas de aproximadamente 60°C hasta aproximadamente 13°C (véase el indicador. 1).

- 30 El uso del primer intercambiador de calor 11 como disipador de calor para el circuito de glicol-agua tiene varias ventajas. Una ventaja de este diseño es que permite conseguir un enfriamiento muy eficaz con respecto a las temperaturas alcanzadas y el consumo de energía. Además puede minimizarse el tamaño del secador.

- 35 Una segunda ventaja que puede implementarse con todas las realizaciones de la invención reivindicada es el hecho de que en toda la planta, excepto el circuito de agua-glicol, sólo se usa gas de humo o CO<sub>2</sub> para ejecutar el procedimiento. Esto significa que no tiene que usarse ningún medio peligroso o explosivo, que sirva como refrigerante, lo que reduce los costes para la construcción y el funcionamiento de la planta.

- Una ventaja adicional es el hecho de que en el caso de un funcionamiento incorrecto en los componentes de la refrigeración de CO<sub>2</sub> no se ve afectada la calidad del producto de CO<sub>2</sub>.

- 40 La figura 3 muestra otra realización de la invención reivindicada.

Comparando las figuras 2 y 3 puede verse que la mayoría de los componentes y los conductos relacionados son idénticos. Por este motivo sólo se describen las diferencias.

- 45 Como puede verse en la figura 3, está instalada una segunda bomba de producto 41. Esta segunda bomba de producto 41 extrae refrigerante a alta presión del tambor de almacenamiento intermedio 39 que tiene una presión de aproximadamente 31 bar y aumenta la presión de este refrigerante a alta presión hasta una presión de 53 bar en invierno y una presión máxima de 72 bar en verano, dependiendo de las condiciones ambientales. El peor caso sería aumentar la presión directamente hasta las condiciones de tubería. Este nivel de presión es similar al nivel de presión al final del segundo compresor 25 y por tanto es posible transportar directamente refrigerante a alta presión, que no es necesario para el enfriamiento, directamente del tambor de almacenamiento intermedio 39 al lado de succión de la primera bomba de producto 27. Esto conduce a una reducción significativa del consumo de energía de toda la planta y permite un rango más amplio de cargas para ejecutar toda la planta.

- 50 La realización mostrada en la figura 4 comprende una expansión de dos etapas para el gas de escape 23 usando una primera turbina de expansión 31.1 y una segunda turbina de expansión 31.2 para el gas de escape 23. El gas de escape 23 expandido puede usarse con fines de refrigeración en los intercambiadores de calor 11 y 17. Con esta disposición puede reducirse el consumo de energía de la planta expandiendo la corriente de gas de escape 23 en dos etapas y el uso de la salida mecánica de la energía de las máquinas de expansión 31.1 y/o 31.2 para accionar por ejemplo un generador o los compresores 1 ó 25.

- 60 La figura 5 muestra una realización según la invención reivindicada que comprende un circuito de agua refrigerada 5, 33, 35 y 11, un separador de CO<sub>2</sub> 37, una segunda bomba de producto 41 y las turbinas de expansión de dos etapas 31.1 y 31.2. Esta realización comprende alguna de las características y ventajas de las realizaciones mostradas en las figuras 1 a 4.

- 65

## REIVINDICACIONES

- 1.- Método para producir CO<sub>2</sub> líquido a partir de gases de humo de combustión, en el que el gas de humo (3) se comprime en un primer compresor (1), posteriormente se enfría en un primer enfriador (5) y se condensa parcialmente en al menos dos etapas de separación (9, 21) para formar un CO<sub>2</sub> líquido (3.1, 3.3) y se expande para formar líquido expandido (3.1, 3.3), en el que las al menos dos etapas de separación (9, 21) se enfrían mediante gas de escape expandido (23) y el CO<sub>2</sub> líquido expandido (3.1, 3.3), y en el que la segunda etapa de separación (21) comprende un segundo intercambiador de calor (17) y un separador de CO<sub>2</sub> (37), en el que una corriente de CO<sub>2</sub> líquido (3.5) de la primera etapa de separación (9) entra directamente en el separador de CO<sub>2</sub> (37), en el que una corriente de CO<sub>2</sub> (3.2) de la primera etapa de separación (9) entra en el separador de CO<sub>2</sub> (37) a través del segundo intercambiador de calor (17), en el que el separador de CO<sub>2</sub> (37) proporciona el gas de escape que está expandido y se usa para enfriar dichas al menos dos etapas de separación (9, 21), y en el que el CO<sub>2</sub> líquido (3.1, 3.3) se expande hasta un primer nivel de presión (indicador 12) y hasta un segundo nivel de presión (indicador 11) y el CO<sub>2</sub> líquido expandido se alimenta a una primera y una segunda etapa de un segundo compresor (25) respectivamente tras haber pasado por al menos una de las etapas de separación (9, 21) para enfriar el gas de humo.
- 2.- Método según la reivindicación 1, caracterizado porque se suministra agua refrigerada de la primera etapa de separación al primer enfriador (5).
- 3.- Método según una de las reivindicaciones 1 a 2, caracterizado porque el CO<sub>2</sub> líquido en el separador de CO<sub>2</sub> (37) se somete a ebullición mediante un evaporador (32) y porque desde la parte superior del separador de CO<sub>2</sub> (37) se extrae gas de escape (23), se expande en una válvula de control de presión (15.2) y se usa en las etapas de separación (9, 21) con fines de enfriamiento.
- 4.- Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque se suministra calor al evaporador (32) desde el segundo compresor (25), preferiblemente desde una segunda etapa del segundo compresor (25).
- 5.- Método según una de las reivindicaciones 3 ó 4, caracterizado porque el CO<sub>2</sub> líquido del evaporador (32) y del separador de CO<sub>2</sub> (37) se recogen en un tambor de almacenamiento intermedio (39).
- 6.- Método según la reivindicación 5, caracterizado porque se suministra CO<sub>2</sub> líquido del tambor de almacenamiento intermedio (39) a las al menos dos etapas de separación (9, 21).
- 7.- Método según la reivindicación 5 ó 6, caracterizado porque una parte del CO<sub>2</sub> líquido se extrae del tambor de almacenamiento intermedio (39) o el separador de CO<sub>2</sub> (37) y se suministra mediante una segunda bomba de producto (41) al lado de entrega del segundo compresor (25) o el lado de succión de una primera bomba de producto (27).
- 8.- Método según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el gas de humo experimenta al menos uno de comprimirse en un primer compresor (1), enfriarse en un primer enfriador (5) y secarse en un secador (7) antes de entrar en la primera etapa de separación (9).
- 9.- Método según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el gas de escape (23) de la última etapa de separación (21) se expande hasta aproximadamente 17 bar y da como resultado una temperatura de aproximadamente -54°C antes de entrar en un intercambiador de calor (17) de la última etapa de separación (21).
- 10.- Método según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el gas de escape (23) se sobrecalienta en un sobrecalentador (29) tras haber pasado por todas las etapas de separación (21, 9) y se expande en al menos una máquina de expansión (31, 31.1, 31.2) y posteriormente se alimenta de nuevo a los intercambiadores de calor (17) de la última etapa de separación (21).



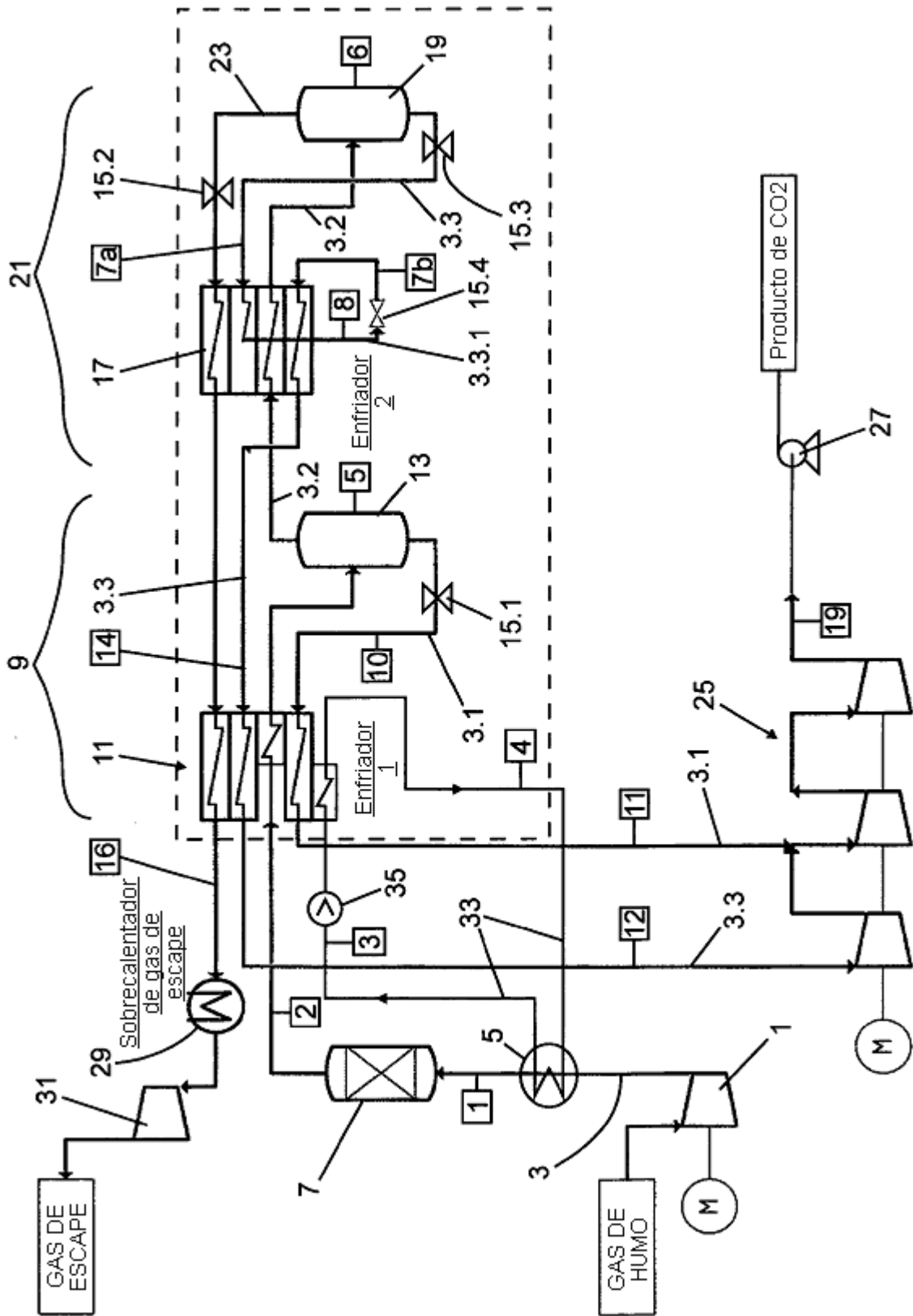


Fig.1

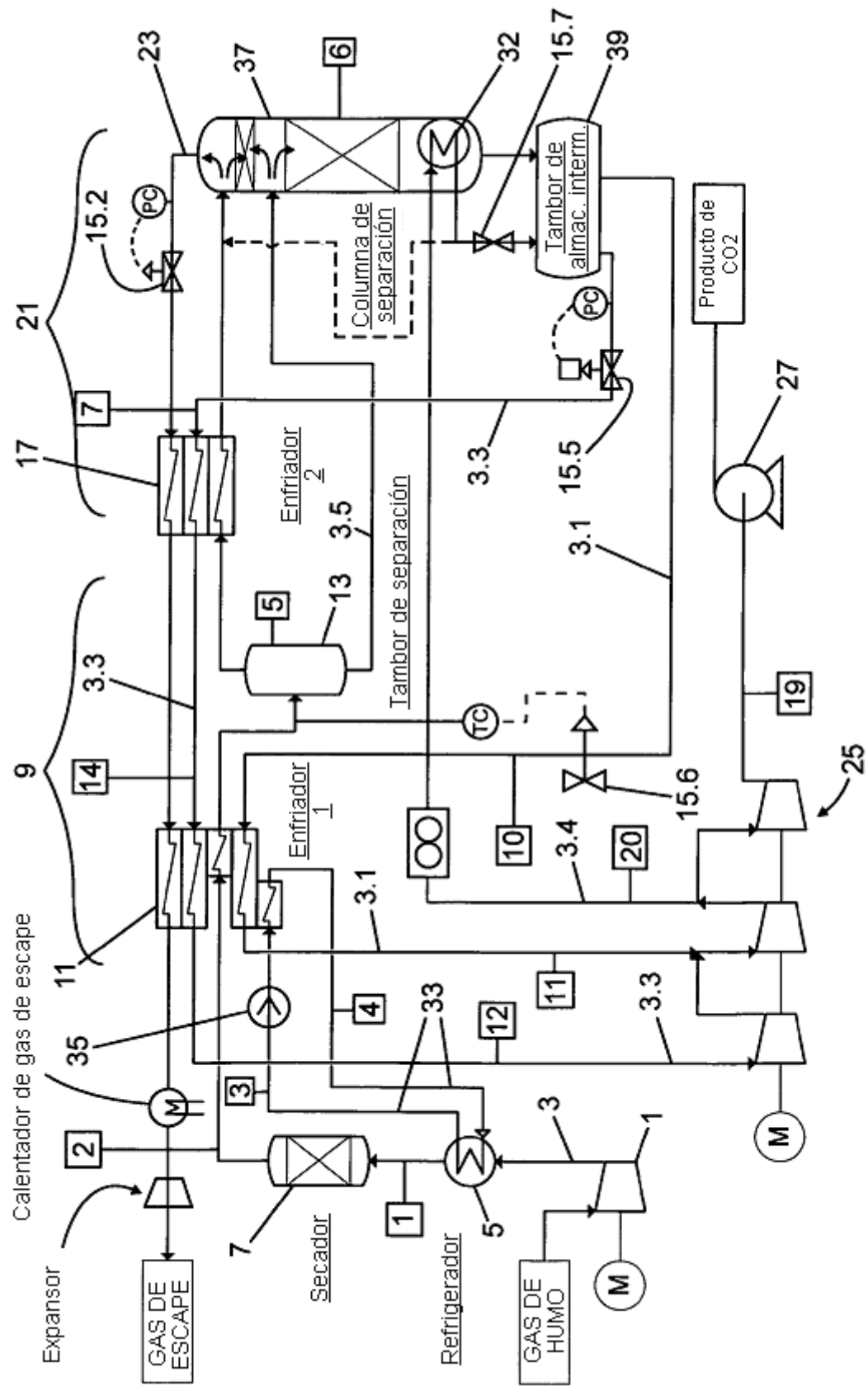


Fig.2

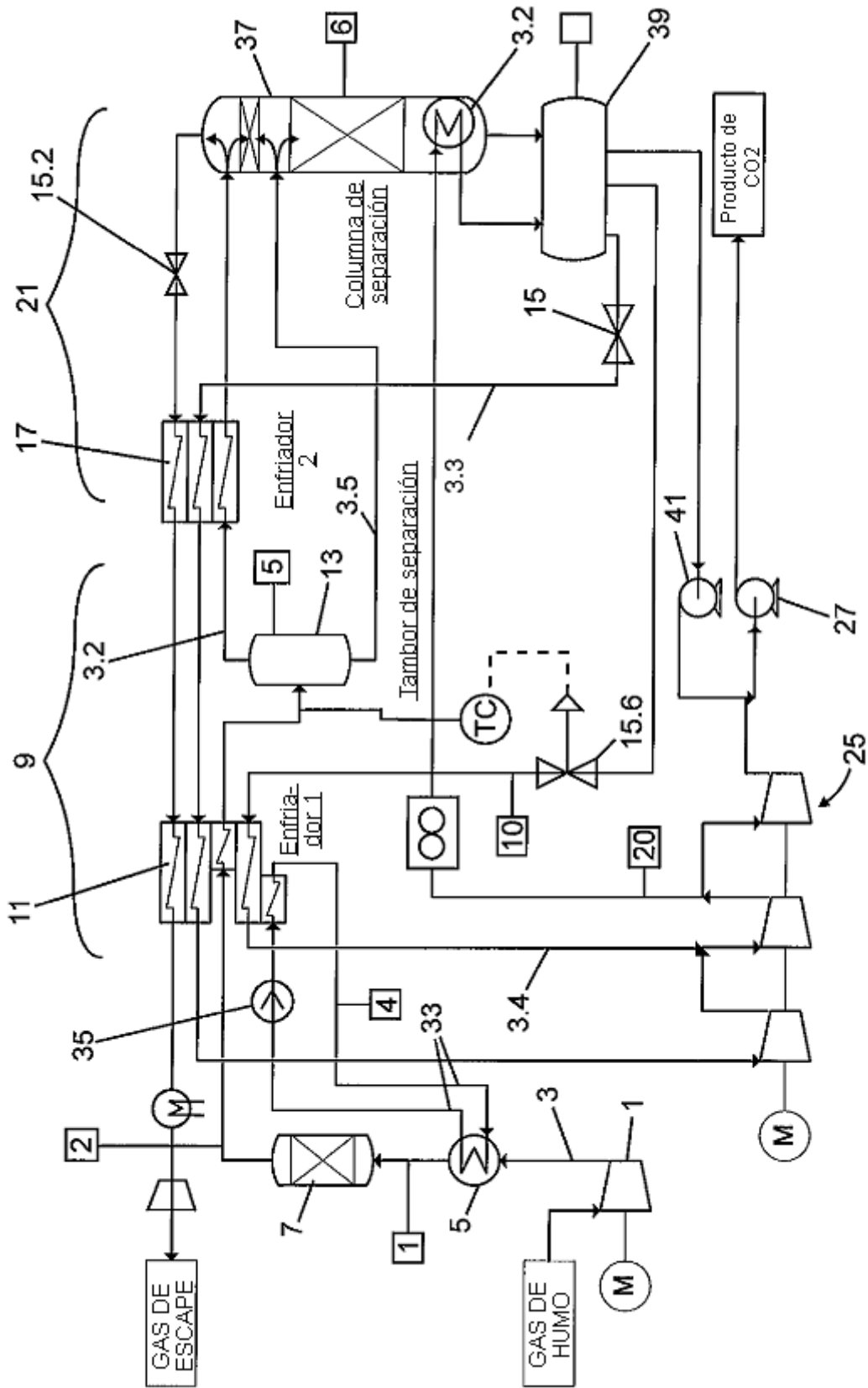


Fig.3

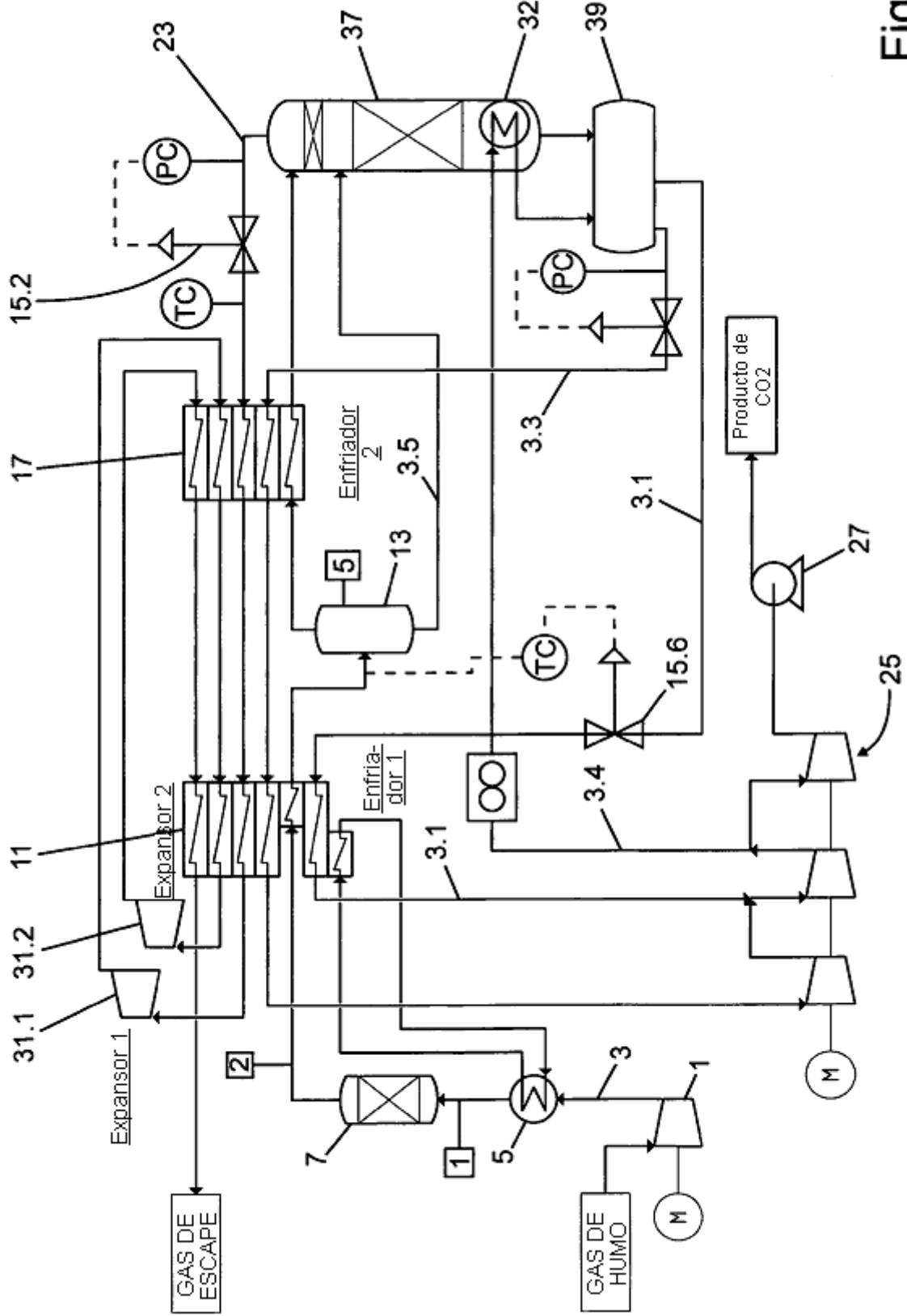


Fig.4

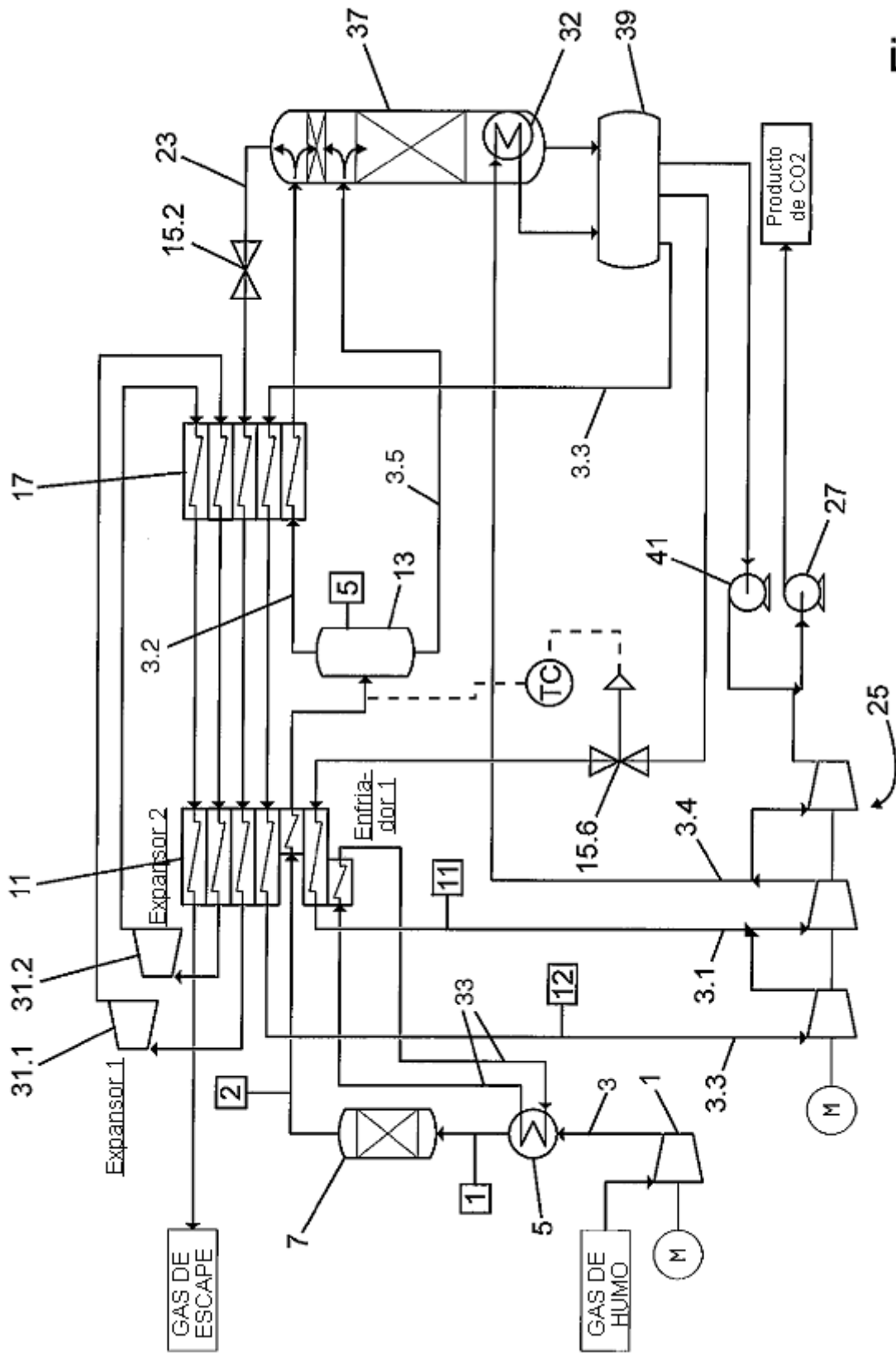


Fig.5