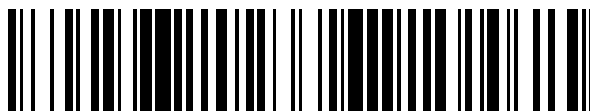


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 661 688**

51 Int. Cl.:

**F01K 13/00** (2006.01)

**F01K 23/10** (2006.01)

**F22B 1/10** (2006.01)

**B01D 53/14** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **17.10.2011 PCT/EP2011/068055**

87 Fecha y número de publicación internacional: **03.05.2012 WO12055715**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **17.10.2011 E 11771118 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.01.2018 EP 2643559**

54 Título: **Integración de calor en la captura de CO<sub>2</sub>**

30 Prioridad:

**28.10.2010 NO 20101517**

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

**03.04.2018**

73 Titular/es:

**CO2 CAPSOL AS (100.0%)  
Nobels gate 10  
0273 Oslo, NO**

72 Inventor/es:

**CHRISTENSEN, TOR y  
DE MEYER, HERMANN**

74 Agente/Representante:

**CARPINTERO LÓPEZ, Mario**

ES 2 661 688 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

Integración de calor en la captura de CO<sub>2</sub>

**Campo técnico**

5 La presente invención se refiere al campo de la captura de CO<sub>2</sub> a partir de gases que contienen CO<sub>2</sub>. Tal como gases de escapes a partir de la combustión de combustibles carbonosos. De manera más específica, la invención se refiere a mejoras con respecto a la captura de CO<sub>2</sub> para la reducción de necesidad energética para una planta para la captura de CO<sub>2</sub>.

**Técnica antecedente**

10 La liberación de CO<sub>2</sub> a partir de la combustión de combustibles carbonosos y de manera más específica combustibles fósiles es motivo de gran preocupación debido al efecto invernadero del CO<sub>2</sub> en la atmósfera. Un enfoque para obtener una reducción en la emisión de CO<sub>2</sub> en la atmósfera es la captura de CO<sub>2</sub> a partir de los gases de escape resultantes de la combustión de combustibles carbonosos y el depósito seguro del CO<sub>2</sub> capturado. La última década más o menos se ha sugerido una pluralidad de soluciones para la captura de CO<sub>2</sub>.

Las tecnologías propuestas para la captura de CO<sub>2</sub> pueden clasificarse en tres grupos principales:

- 15 1. Absorción de CO<sub>2</sub> - en el que el CO<sub>2</sub> se absorbe de forma reversible a partir del gas de escape para dejar un gas de escape pobre de CO<sub>2</sub> y el absorbente se regenera para proporcionar CO<sub>2</sub> que se trata adicionalmente y se deposita.
- 20 2. Conversión de combustible - en los que los combustibles de hidrocarburo se convierten (reforman) en hidrógeno y CO<sub>2</sub>. El CO<sub>2</sub> se separa del hidrógeno y se deposita de forma segura mientras que el hidrógeno se usa como combustible.
3. Oxicombustible - en el que el combustible carbonoso se somete a combustión en presencia de oxígeno que ha sido separado del aire. La sustitución de oxígeno por aire deja un gas de escape que comprende principalmente CO<sub>2</sub> y vapor que puede separarse mediante enfriamiento y vaporización instantánea.

25 El documento WO 2004/001301 A (SARGAS AS) 31.12.2003, Describe una planta en la que se somete a combustión combustible carbonoso a una presión elevada, en la que los gases de combustión se enfrían dentro de la cámara de combustión mediante la generación de vapor en tubos de vapor en la cámara de combustión y en la que el CO<sub>2</sub> se separa del gas de combustión mediante absorción / desorción para proporcionar un gas de combustión pobre y CO<sub>2</sub> para su deposición y en la que el gas de combustión pobre se expande a continuación sobre una turbina de gas.

30 El documento WO 2006/107209 A (SARGAS AS) 12.10.2006 describe una planta de combustión de carbón a presión en lecho fluidizado que incluye mejoras en la inyección de combustible y en el tratamiento previo de gas de escape.

35 La combustión del combustible carbonoso a presión elevada y el enfriamiento de los gases de combustión presurizados a partir de la cámara de combustión reduce el volumen del gas de combustión, en relación con cantidades similares de gas de combustión a presión atmosférica. Adicionalmente, la elevada presión y enfriamiento del procedimiento de combustión hace posible una combustión sustancialmente estequiométrica. Una combustión sustancialmente estequiométrica que proporciona un contenido residual de oxígeno de < 5 % por volumen, tal como <4 % por volumen o <3 % por volumen, reduce el flujo másico de aire requerido para una producción de energía especificada. La presión elevada en combinación con el flujo másico reducido da como resultado una reducción sustancial del volumen total del gas de escape a tratar. Adicionalmente, esto resulta en el aumento sustancial en la concentración y presión parcial de CO<sub>2</sub> en el gas de combustión, Simplificando en gran medida el aparato y reduciendo la energía requerida para capturar CO<sub>2</sub>.

40

45 El documento WO 2010/020684 se refiere a una planta y procedimiento para retirar o sustancialmente reducir la cantidad de NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub> en el gas de escape a partir de un motor diésel marino. Adicionalmente, se ilustra en la figura 6 la adición de una unidad para la retirada de CO<sub>2</sub> en tal instalación así como su correspondiente descripción. Se proporcionan torres de lavado para retirar impurezas tales como escabullimiento de amoniaco a partir de una unidad de RCS, del gas. Adicionalmente, se proporcionan enfriadores para enfriar la solución de lavado en las torres de lavado. La solicitud, sin embargo, no se pronuncia sobre medidas de ahorro energético mediante la transferencia de calor entre los enfriadores y otros procedimientos en la planta.

50 El documento WO 2009/035340 se refiere a una unidad de captura de CO<sub>2</sub> para una planta eléctrica, en la que se genera vapor para reducir el trabajo del rehervidor mediante vaporización instantánea del absorbente pobre extraído del fondo de la columna de separación. El vapor generado puede comprimirse adicionalmente y puede añadirse agua adicional como condensado a partir de un tanque de purga en la trayectoria para separar vapor de CO<sub>2</sub> corriente abajo de la columna de separación. Sin embargo, no existe mención o indicación del uso de agua de lavado a partir de un enfriador de contacto directo en la parte superior de la columna de separación para la generación de vapor o un calentamiento adicional de dicha agua de lavado en un intercambiador térmico para un

55

enfriador de contacto directo para el gas de escape entrante, para mejorar la eficacia energética de la captura de CO<sub>2</sub>.

- 5 Todos los procedimientos para la captura de CO<sub>2</sub> consumen mucha energía. Se ha puesto, por lo tanto, un esfuerzo sustancial en el desarrollo de procedimientos que consuman menos energía para reducir la pérdida de energía, a menudo en la forma de vapor a una temperatura y presión relativamente bajas, y agua de enfriamiento. Se han llevado a cabo muchos enfoques para integrar térmicamente varias etapas de procedimiento para asegurar que el calor producido en una fase se transfiera a un procedimiento que exige calor. El objeto de estos enfoques es conseguir más procedimientos eficaces energéticamente, procedimientos y plantas para la producción de energía eléctrica a partir de combustibles carbonosos al mismo tiempo que se captura el CO<sub>2</sub>.
- 10 Aún existe, sin embargo, una alta demanda de soluciones que mejoren la eficacia energética de plantas eléctricas que incluyan la captura de CO<sub>2</sub>. El fin de la presente invención es proporcionar soluciones novedosas y mejoradas para la integración térmica para aumentar la eficacia energética, es decir, aumentar el rendimiento de energía útil como calor y/o electricidad de una cantidad dada de energía química como combustible carbonoso.

### **Sumario de la invención**

- 15 Según la presente invención se proporciona un procedimiento para la producción de energía mediante la combustión de combustibles carbonosos y la captura de CO<sub>2</sub>, en el que el combustible carbonoso se somete a combustión en una cámara de combustión a presión en presencia de gas que contiene oxígeno, en el que el gas de combustión se enfría en la cámara de combustión mediante la generación de vapor dentro de los tubos térmicos proporcionados en la cámara de combustión, En el que el gas de escape se extrae a partir de la cámara de combustión mediante un tubo de gas de escape a través de intercambiador(es) y unidades de tratamiento de gas de escape, y un enfriador de contacto directo conectado a un tubo de reciclaje de agua para la recirculación de agua recolectada en el fondo del enfriador de contacto directo y la reintroducción del agua en la parte superior del enfriador, en cuyo enfriador, el gas de escape parcialmente enfriado se enfría adicionalmente y humidifica mediante flujo contracorriente con respecto a agua, en el que el gas de escape se extrae del enfriador en contacto directo mediante un tubo de escape depurado y se introduce en un absorbedor de CO<sub>2</sub>, en cuyo absorbedor se introduce un absorbente pobre por encima de una zona de contacto superior en el absorbedor, para causar que el gas de escape fluya contracorriente con respecto a un absorbente de CO<sub>2</sub> líquido para proporcionar un absorbente rico que se recoge en el fondo del absorbedor de CO<sub>2</sub> y se extrae del mismo en un tubo de absorbente rico, y un gas de escape pobre de CO<sub>2</sub> que se extrae a partir de la parte superior del absorbedor mediante un tubo de escape pobre conectado al absorbedor, en el que el gas de escape pobre se lava en una sección de lavado, se calienta en un intercambiador térmico y se expande sobre una turbina para la generación de energía eléctrica antes de liberarse a la atmósfera; en la que el tubo de absorbente rico se conecta para introducir el absorbente rico dentro de una columna de separación para la regeneración del absorbente para proporcionar un absorbente pobre que se extrae mediante una línea de reciclaje de absorbente pobre en la que el absorbente pobre se bombea hacia atrás hacia dentro del absorbedor, y una corriente de CO<sub>2</sub> se trata adicionalmente para proporcionar un CO<sub>2</sub> depurado; en la que la corriente de CO<sub>2</sub> se enfría frente a flujo que fluye mediante el enfriador de contacto directo proporcionado en la parte superior de la columna de separación; y en la que se recoge agua en una placa colectora proporciona por debajo del enfriador de contacto directo, y en la que una línea de reciclaje de agua se dispone para extraer el agua recogida, en la que el agua de enfriamiento de enfriador de contacto directo circulante en el tupo de recirculación se enfría en un intercambiador térmico proporcionado en el tubo de recirculación, en la que se suministra y extrae agua de enfriamiento, respectivamente, mediante tubos de reciclaje de agua conectados al intercambiador térmico y en el que el agua extraída a partir del intercambiador térmico mediante la línea de reciclaje se vaporiza instantáneamente sobre una válvula de purga y un tanque de purga, en el que el agua del tanque de purga se extrae mediante una línea para reciclar el agua como líquido de lavado en el enfriador de contacto directo de columna de separación; y en el que el vapor en el tanque de separación se introduce como vapor de separación adicional en la columna de separación mediante una línea de vapor conectada al tanque de purga.

### **Breve descripción de los dibujos**

- La Figura 1 es un dibujo de principio de una primera realización de la invención,  
 la Figura 2 es un dibujo de principio de una segunda realización de la invención,  
 50 la Figura 3 es un diagrama que ilustra el cambio de entalpía frente a la temperatura de CO<sub>2</sub> / H<sub>2</sub>O durante el enfriamiento,  
 la Figura 4 es un diagrama que ilustra el cambio de entalpía frente a la temperatura de gas de combustión que compara una planta atmosférica con respecto a una planta presurizada y  
 la Figura 5 es un diagrama que ilustra la temperatura frente a la presión de vapor de H<sub>2</sub>O sobre un absorbente  
 55 pobre.

### **Descripción detallada de la invención**

La Figura 1 es una ilustración de una planta según la presente invención. Combustible que contiene carbono, en el presente documento también denominado como combustible carbonoso, se introduce mediante un tubo de combustible 1 en una cámara de combustión presurizada 2 a una presión manométrica de 5 a 50 bar, en lo sucesivo

abreviada como barg. La presión en la cámara de combustión es preferentemente por encima de 10 barg, tal como, por ejemplo, 15 barg.

5 El combustible puede ser gas natural, aceite, carbón, biocombustible o cualquier otro combustible rico en carbono y el modo de introducción y combustión del combustible depende el tipo de combustible tal como conoce el experto en la técnica.

10 Se introduce aire o gas que contiene oxígeno mediante una entrada de aire 3 dentro de un compresor 4. El compresor 4 se conduce por un motor 5 o una turbina de gas 6 a través de un ástil común 25 como se describirá adicionalmente a continuación. El experto en la técnica entenderá que el compresor 4 puede ser una representación de uno o más compresores o fases de compresor conectadas en serie, opcionalmente con enfriadores intermedios entre los compresores individuales o las etapas de compresor. Pueden emplearse compresores paralelos para sistemas muy grandes.

15 El aire o gas que contiene oxígeno del compresor 4 se conduce mediante un tubo de aire comprimido 7 dentro de la cámara de combustión 2 como fuente de oxígeno para la combustión en la cámara de combustión. Al aire y el combustible introducido dentro de la cámara de combustión se controlan para proporcionar contenido de oxígeno residual en el gas de escape inferior al 5 % en volumen, tal como inferior al 4 % en volumen o inferior al 3 % en volumen. El bajo contenido de oxígeno residual da como resultado un gas de combustión con un alto contenido en CO<sub>2</sub>. Por consiguiente, el contenido de CO<sub>2</sub> en el gas de escape es de aproximadamente del 8 % al aproximadamente 18 % en volumen cuando se usa aire y los valores del oxígeno residual son tal como se indican.

20 Se disponen tubos térmicos 8, 8' dentro de la cámara de combustión para enfriar los gases de combustión mediante la generación de vapor y vapor sobrecalentado dentro de los tubos térmicos 8, 8', respectivamente. Los gases de combustión se enfrían mediante los tubos térmicos 8, 8' de modo que la temperatura de salida del gas de escape es de 300 a 900 grados C.

25 Dependiendo del combustible previsto, puede diferir la disposición interna de la cámara de combustión. Cuando se usa carbón como combustible se introduce aire para proporcionar un lecho fluidizado de combustible para la combustión y los tubos térmicos 8, 8' se disponen en el lecho fluidizado. Cuando se usa aceite o gas como combustible, se disponen, respectivamente, dos o más etapas de quemadores de aceite o quemadores de gas en la cámara de combustión y los tubos térmicos 8, 8' se disponen entre las etapas para enfriar los gases de combustión entre cada etapa. El experto también entenderá que es posible usar una combinación de los combustibles mencionados u otros combustibles ricos en carbono.

30 Los documentos anteriormente identificados WO 2004001301 y WO 2006107209 describen ejemplos de configuraciones para distintos combustibles.

Se extrae gas de escape a partir de la cámara de combustión mediante un tubo de gas de escape 9 y se enfría en un intercambiador térmico 10 a una temperatura de entre 250 y 450 grados C.

35 Una o más unidades para el tratamiento previo de gas de escape se dispone(n) corriente abajo del intercambiador térmico 10. Preferentemente, se dispone una unidad de filtro 11 inmediatamente corriente abajo al intercambiador térmico 10 para retirar partículas del gas de combustión. La unidad de filtro puede omitirse para gas de escape que tenga un bajo contenido de partículas, tal como gas de escape a partir de la combustión de aceite o gas como combustible. La unidad de filtro es, sin embargo, obligatoria cuando se usa carbón puesto que el carbón produce partículas que pueden ser perjudiciales para las etapas corriente abajo de la unidad de tratamiento de gas.

40 La combustión de combustible carbonoso en presencia de aire genera NO<sub>x</sub>. Además de sus efectos medioambientales, el NO<sub>x</sub> puede también ser perjudicial con respecto a la captura de CO<sub>2</sub>. Por lo tanto, se dispone una unidad de reducción catalítica selectiva (RCS) 12 corriente abajo del intercambiador térmico 10 y la unidad de filtro opcional 11. Se introduce urea o NH<sub>3</sub> dentro de la unidad de RCS y se hace reaccionar con NO<sub>x</sub> sobre un catalizador para la retirada de NO<sub>x</sub> según tecnología bien conocida. La temperatura en la unidad de RCS es preferentemente de entre 250 y 450 grados C. La temperatura de trabajo preferente para una unidad de RCS es de aproximadamente 350 grados C.

50 Corriente abajo de la unidad de RCS se disponen uno o más intercambiadores térmicos y unidades de torre de lavado. El primer intercambiador térmico 13 es una unidad de enfriamiento de gas de combustión para enfriar el gas de escape por debajo de los 250 grados C. La segunda unidad ilustrada 14 puede ser una torre de lavado equicorriente. Dependiendo de la composición de gas y condiciones de trabajo, la torre de lavado también puede contribuir al enfriamiento del gas.

55 Corriente abajo de las unidades de enfriamiento 13, 14 se dispone una torre de lavado contracorriente o un enfriador de contacto directo 15. Se introduce agua de lavado mediante el tipo de recirculación 16 dentro del enfriador 15 por encima de una zona de contacto 15' y se lleva en flujo contracorriente al gas de escape que se introduce en el enfriador 15 por debajo de la zona de contacto. El agua se recoge en el fondo del enfriador 15, se enfría en un intercambiador térmico 17 y se recicla mediante el tubo de recirculación 16.

Las unidades 11, 12, 13, 14 y 15 pueden referirse de forma colectiva como unidades de tratamiento previo ya que su fin es preparar el gas de escape para la captura de CO<sub>2</sub>.

5 El gas de escape enfriado se extrae del enfriador 15 mediante una línea de gas de escape depurado 18 y se introduce dentro de la parte inferior de una columna de absorción 19 en el que el gas de escape se lleva en flujo contracorriente con un absorbente en una o más zona(s) de contacto 19', 19'', 19''' dentro del absorbedor. El absorbente, un fluido que captura CO<sub>2</sub> y puede posteriormente regenerarse mediante la aplicación de presión parcial de bajo CO<sub>2</sub> en la fase de gas, en relación con la presión parcial de CO<sub>2</sub> inmediatamente por encima de la superficie de fluido, se introduce dentro de un absorbedor por encima de la zona de contacto superior mediante un línea de absorbente pobre 35.

10 El CO<sub>2</sub> en el gas de escape se absorbe mediante el absorbente dentro del absorbedor para proporcionar un absorbente cargado de, o rico en CO<sub>2</sub>, que se extrae del fondo del absorbedor mediante una línea de absorbente rico 30. Un gas de escape pobre, del cual más del 80 %, más preferentemente más del 95%, del CO<sub>2</sub> en el gas de escape introducido en el absorbedor se retira, se extrae mediante una línea de gas de escape pobre 20.

15 La presión en el absorbedor es ligeramente inferior que la presión en la cámara de combustión, tal como de 0,5 a 1 bar inferior que la presión en la cámara de combustión, que se corresponde a una presión en el absorbedor de 4,0 a 49,5 barg.

La combinación de elevada presión y alto contenido de CO<sub>2</sub> del gas de escape introducido dentro del absorbedor hace posible la reducción del volumen del absorbedor y el volumen del absorbente circulante al mismo tiempo según se obtiene una elevada eficacia de captura de CO<sub>2</sub>.

20 El absorbente usado en el absorbedor se basa preferentemente en una solución caliente de carbonato potásico acuosa. Preferentemente el absorbente comprende del 15 al 35 % en peso de K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> disuelto en agua.

En sistemas de carbonato potásico se absorbe CO<sub>2</sub> según la siguiente ecuación global:



25 Se extrae gas de escape pobre en la parte superior del absorbedor 19 mediante una línea de gas de escape pobre y se introduce en una sección de lavado 21 en el que el gas de escape pobre se lleva en flujo contracorriente frente agua de lavado en una sección de contacto 21'. El agua de lavado recogida en el fondo de la sección de lavado mediante una línea de reciclaje de agua de lavado 22 y se reintroduce dentro de la sección de lavado por encima de la sección de contacto 21'. El gas de escape pobre lavado se extrae de la parte superior de la sección de lavado mediante un tubo de escape tratado 23.

30 El gas en el tubo de escape tratado 23 se introduce dentro del intercambiador térmico 10 en el que el gas de escape tratado se calienta frente al gas de escape no tratado caliente que sale de la cámara de combustión 2.

35 El gas de escape tratado y calentado de este modo se introduce a continuación dentro de una turbina de gas 6 en el que el gas se expande para producir energía eléctrica en un generador 24. El gas expandido se extrae mediante un tubo de gas de escape expandido 26 que se enfría en un intercambiador térmico 27 antes de que la ceniza se libere en la atmósfera mediante la salida de gas de escape 28.

40 El compresor 4 y la turbina de gas 6 pueden disponerse sobre un ástil común 25 de modo que el compresor 4 está al menos parcialmente operado por la energía rotatoria de la turbina de gas 6. Sin embargo, es preferente en el presente documento que el compresor sea operado mediante el motor eléctrico 5 y que la turbina de gas haga funcional el generador 24 para proporcionar energía eléctrica. La separación del compresor 4 y la turbina de gas 6 proporciona más flexibilidad en el funcionamiento de la planta.

45 Absorbente rico, es decir, absorbente cargado con CO<sub>2</sub> se recoge en el fondo del absorbedor 19 y se extrae de ahí mediante un tubo de absorbente rico 30. El absorbente rico en el tubo 30 se vaporiza instantáneamente sobre una válvula de purga 31 a una presión ligeramente por encima de 1 bar absoluto, tal como 1,2 bar absoluto, en lo sucesivo abreviado como bara, antes de ser introducido dentro de una columna de separación 32. En la línea 30, no se muestra en la Figura 1, puede haber un tanque de purga o una unidad de separación para retirar componentes volátiles no deseados absorbidos a partir del gas de combustión dentro del absorbente, tal como oxígeno.

50 Una o más secciones de contacto 32', 32'', 32''' se dispone(n) en la columna de separación 32. El absorbente rico se introduce por encima de la sección de contacto superior del separador y se introduce contracorriente al vapor por debajo de la sección de contacto más baja. La baja presión parcial de CO<sub>2</sub> en el separador, que es el resultado de baja presión y la dilución de CO<sub>2</sub> en el separador, causa que el equilibrio en la ecuación (1) anterior se mueva hacia la izquierda y el CO<sub>2</sub> se libere del absorbente.

Absorbente pobre se recoge en el fondo de la columna de separación 32 y se extrae de ahí mediante un tubo de absorbente pobre 33. El tubo de absorbente pobre 33 se separa en dos, un primer tubo rehervidor de absorbente

pobre 34 que se calienta en un rehervidor 36 para crear la evaporación del líquido que se introduce como gas de separación dentro de la columna de separación mediante una línea de vapor 37 y una línea de reciclaje de absorbente pobre 35 en el que absorbente pobre se bombea hacia atrás dentro del absorbedor 19. Una bomba 38 y un enfriador 39 se proporcionan en la línea 35 para bombear y, por lo tanto, aumentar la presión del absorbente, y enfriar el absorbente, respectivamente, antes de que el absorbente se introduzca dentro del absorbedor.

Se recoge CO<sub>2</sub> y vapor en la parte superior de la columna de separación mediante un tupo de extracción de CO<sub>2</sub> 40. Un enfriador de contacto directo desorbedor 66 se dispone por encima de las zonas de contacto 32', 32", 32» y por encima del punto en el que el absorbente rico se introduce dentro de la columna de separación 32 mediante el tubo 30 para enfriar el vapor y la mezcla de gas de CO<sub>2</sub> que abandona la zona de contacto superior. El fluido de enfriamiento se introduce por encima de la sección de enfriador de contacto directo y se deja fluir a través de la sección de enfriamiento de contacto directo 66. Se dispone una placa colectora 65 por debajo de la sección de enfriador de contacto directo para dejar que pase el vapor a través de la trayectoria hacia arriba en la columna de separación 32 y para evitar que el fluido de enfriamiento fluya en las zonas de contacto 32', 32", 32". El fluido recogido en la placa colectora 65 se extrae mediante un tubo de reciclaje de agua 70 y se usa tal como se describe a continuación.

El vapor en el tubo 40 se enfría en un enfriador 41 y se introduce en un tanque de purga 42. El líquido formado mediante enfriamiento en un enfriador 41 se recoge en el fondo del tanque de purga 42 mediante un tubo de retorno de líquido 43 y se introduce dentro de la columna de separación 32. Como alternativa, no se muestra en la Figura 1, el líquido puede dirigirse a la parte superior de la columna de absorción 19. Un tubo de equilibrio de líquido 44 puede proporcionarse para añadir líquido al tubo 43 o retirar líquido del tubo 43 para equilibrar la cantidad circulante de agua.

La fase gaseosa en el tanque de purga 42 se extrae mediante un tubo de extracción de CO<sub>2</sub> 45, se comprime mediante un compresor 47 y se enfría en un intercambiador térmico 48 antes de que el gas se trate adicionalmente para proporcionar CO<sub>2</sub> seco y comprimido que se exporta mediante un tubo de exportación de CO<sub>2</sub> 46.

El fluido de enfriamiento recogido en la placa colectora 65 y extraído mediante el tubo 70, se introduce dentro del anteriormente mencionado intercambiador térmico 17 para enfriar el agua de enfriamiento de reciclaje en el tubo de recirculación 16. Una bomba 71 podría disponerse preferentemente en la línea 70 para hacer circular el agua. Tal como se describirá más adelante, el fluido calentado se extrae del intercambiador térmico 17 mediante un tubo 70' y se introduce dentro del anteriormente identificado intercambiador térmico 48 para calentarse adicionalmente frente a CO<sub>2</sub> comprimido y vapor en el mismo. El fluido calentado adicionalmente se extrae a continuación del intercambiador térmico 48 mediante un tubo de agua 72, se vaporiza instantáneamente sobre una válvula de purga 73 antes de que el fluido purgado se introduzca en un tanque de purga 74 para proporcionar agua que se recoge en el fondo del mismo y vapor que se recoge en la parte superior del tanque de purga 74 y se extrae mediante un tubo de vapor 77. Se dispone un compresor 75 en el tubo de vapor 77, seguido por un enfriador embellecedor opcional 76. El vapor en la línea de vapor 77 se introduce a continuación como vapor de separación mediante la línea 37 dentro de la columna de separación 32. No se muestra en la Figura 1, el fluido en la línea 70 puede dirigirse directamente a la válvula de purga 73 o puede calentarse en fuentes de energía de baja temperatura adicionales a o distintas de los intercambiadores térmicos 17 y 48. Ejemplos de tales fuentes de calor son enfriadores intermedios de torre de lavado 14, compresor 4, o calor residual en líneas 26 y/o 28. Más calor reduce las necesidades energéticas en el compresor 75 y puede aumentar la eficacia térmica del sistema global.

El líquido del tanque de purga 74 se extrae mediante la línea 78 y se introduce como líquido de lavado dentro del enfriador de contacto directo de la columna de separación mediante el tubo 43. Se dispone preferentemente una bomba 79 en la línea 78 para proporcionar presión suficiente por consiguiente.

El agua de enfriamiento para la cámara de combustión se introduce dentro del tupo térmico 8 a partir de un tubo de agua 50. El vapor generado en el tubo térmico 8 se extrae mediante un tubo de vapor 51 y se expande sobre una turbina de vapor de alta presión 52. El vapor de la sección de la turbina de alta presión se introduce mediante la línea 63 dentro del recalentador de vapor 8' y el vapor resultante se extrae mediante el tubo de vapor 54. El vapor sobrecalentado en el tubo 54 se expande sobre las secciones de presión intermedia y baja de la turbina de vapor 55. Vapor completamente expandido se extrae de la sección de la turbina de vapor 55 mediante un tubo de vapor expandido 56 y se enfría en un enfriador 57 para proporcionar agua que se queda en un tanque de recogida de agua 68. El agua recogida en el tanque 68 se extrae mediante la línea 50 mediante el intercambiador térmico 27 en el que el agua se calienta frente a gas de escape purificado, antes de que el agua se vuelva a introducir en el tubo térmico 8.

La primera 52 y segunda 55 secciones de turbina de vapor se disponen preferentemente sobre un ástil común 80 junto con un generador 81 para la generación de energía eléctrica. El ciclo de vapor y optimización del mismo es bien conocido para el experto en la técnica.

Vapor parcialmente expandido se extrae de la segunda sección de turbina de vapor de presión intermedia 55 mediante un tupo de vapor parcialmente expandido 59. El vapor parcialmente expandido en el tupo 59 se introduce dentro de un humidificador en el que el vapor se enfría mediante pulverizador de agua introducido a partir de un tubo de agua 61. El vapor enfriado se extrae del humidificador 60 mediante un tubo de vapor de rehervidor 62 y se usa

para el calentamiento indirecto de absorbente pobre en el rehervidor 36 para producir vapor a partir del absorbente pobre. El agua a partir de la condensación de vapor introducida en el rehervidor 36 mediante el tubo 62 se extrae mediante una línea de condensador 63 y se introduce en el tanque 58.

5 El experto entenderá que las secciones de contacto mencionadas en la presente descripción, tales como las secciones de contacto 15', 15'', 15''', 19', 19'', 19''', 21', 21'', 21''', 32', 32'', 32''', son secciones de contacto que comprende preferentemente un embalaje estructurado y/o no estructurado para aumentar el área de superficie interna y, por lo tanto, el área de contacto entre el líquido y gas en las secciones de contacto.

10 La Figura 2 ilustra una realización específica de la presente invención que proporciona una eficacia energética incluso superior que la realización descrita con referencia a la figura 1. La única diferencia entre la realización de la figura 2 en comparación con la figura 1 se refiere a la vaporización instantánea de absorbente pobre tal como se describirá a continuación. La vaporización instantánea como medio para mejorar la eficacia energética es bien conocida *per se* pero no en conexión con las características de conservación térmica tal como se describe en referencia con la figura 1.

15 La parte del absorbente pobre que abandona la columna de separación mediante la línea 33 que debe devolverse al absorbedor 19, se introduce dentro de una válvula de purga 90 y a continuación se libera dentro de un tanque de purga 91. La fase de gas en el tanque de purga 91 se extrae mediante una línea de vapor 92 y se comprime por medio de un compresor de vapor 93 para comprimir y, por lo tanto, calentar el vapor. El vapor comprimido y calentado se introduce a continuación como gas de separación dentro de la columna de separación mediante una línea de vapor comprimida 94. La fase líquida recogida en el fondo del tanque de purga 92 se extrae a partir del mismo y se bombea dentro de la línea de absorbente pobre 35 por medio de una bomba 95. En esta realización, el enfriador 39 no se usa.

### Ejemplo 1

Tal como se ha mencionado anteriormente se absorbe CO<sub>2</sub> según la ecuación 1):



25 El equilibrio para la ecuación se proporciona por la ecuación 2):

$$K_{eq} = \frac{(HCO_3^-)^2}{[(CO_3^{2-})PCO_2]} \quad (2)$$

La saturación del absorbente se define mediante la ecuación):

$$s = 2x \# \text{mol} (KHCO_3) / [\# \text{mol} / K_2CO_3 + 2x \# \text{mol} (KHCO_3)]. \quad (3)$$

30 En funcionamiento de la planta de absorción / desorción las saturaciones diana son: s=0,30 para absorbente pobre (0,1 mín.) como un grado superior de regeneración de K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> requiere energía extra y normalmente no se requiere para el procedimiento de CO<sub>2</sub> descrito anteriormente y s= 0,60 (0,7 máx.) para absorbente rico, ya que una concentración superior de KHCO<sub>3</sub> resulta en una carga de absorbente superior, pero puede resultar en el aumento no deseado en la temperatura de cristalización.

35 El absorbedor funciona típicamente de 80 a 110 grados C, mientras que el desorbedor (separador) se hace funcionar de 90 a 120 grados C dependiendo de la presión, típicamente la temperatura en el desorbedor es de 92 grados C en la parte superior y 110 grados C en el fondo debido a la mayor presión y mayor concentración de K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>.

La energía suministrada al desorbedor para la desorción / separación de CO<sub>2</sub> primariamente como vapor, se usa para:

- 40 1. calentamiento del absorbente
2. calentamiento de reciclaje de agua
3. calentamiento de la reacción, aunque el calentamiento de la reacción es muy bajo para algunos absorbentes como los basados en sistemas de carbonato potásico caliente.
4. producción de vapor de separación (aproximadamente 0,8 a 1,2 veces la masa de CO<sub>2</sub> en la parte superior de desorbedor, dependiendo de las propiedades absorbentes).

45 Para una planta eléctrica de carbón del tipo de lecho fluidizado a presión, el carbón se alimenta junto con sorbente de SO<sub>x</sub> y típicamente un 25 % de agua para forma una pasta que se inyecta dentro del lecho fluidizado de la cámara de combustión. A una velocidad de combustión de 275 PCI poder calorífico inferior (PCI) y 282 MW de poder calorífico superior (PCS) de vapor se produce en los tubos térmicos en la cámara de combustión. Típicamente 86 kg/s de vapor a aproximadamente 165 bara y 565 grados C se genera en el tubo 8 y se expande sobre una turbina de vapor 52.

El vapor expandido se recalienta a aproximadamente 565 grados C a aproximadamente 40 bara en el tubo térmico 8' y se expande sobre la turbina de vapor 55. Normalmente, se extraen aproximadamente 18 kg/s de vapor de las etapas de turbina de gas a diversas presiones y se usa para el precalentamiento del hervidor. Esto no se muestra en la figura 1 y 2 por su claridad. Además, el vapor se extrae de la turbina de vapor en la línea 59 a aproximadamente 4 bara. La cantidad de tal retirada debe minimizarse. Basándose en esto, la cantidad de vapor que se expande completamente sobre la turbina de vapor es de 86 kg/s menos aproximadamente 18 kg/s menos el flujo de vapor en la línea 59. Esto se corresponde a 68 kg/s menos cualquier vapor en la línea 59. El vapor expandido completamente se extrae de la turbina 55 mediante la línea 56 y se recicla como agua de suministro del hervidor dentro del tubo térmico 8, mientras que algo de 12 kg/s de vapor se expande parcialmente y se extrae mediante el tubo 59, El vapor extraído mediante el tubo 59 tiene típicamente una temperatura de aproximadamente 258 grados C y una presión de 4 bara, pero la temperatura y presión puede variar dependiendo del sistema de turbina de vapor. Este vapor se enfría en el humidificador 60 para proporcionar vapor a aproximadamente 4 bara y 144 grados C que se introduce dentro del rehervidor del desorbedor 36 para que el calentamiento indirecto produzca vapor en el mismo.

El vapor extraído mediante la línea 59 a 4 bara y 258 grados C podría expandirse de forma alternativa a aproximadamente 0,035 bara a aproximadamente 27 grados C, para proporcionar aproximadamente 0,7 MJ de potencia eléctrica por kg de vapor expandido, suponiendo una eficacia adiabática de turbina de vapor del 90 %. Para una turbina de vapor de 120 MW, el flujo de vapor a partir de la etapa de 4 bara con respecto al condensador es de aproximadamente 68 kg/seg., si el flujo en la línea 59 es cero. La cámara de combustión produce aproximadamente 24,5 g kg/s de CO<sub>2</sub>, del cual aproximadamente 22 kg/s se captura (90 % de captura). Cuando el calor latente requerido para hacer funcionar el desorbedor es 3,6 MJ/kg de CO<sub>2</sub> capturado, se requiere aproximadamente 80 MW de valor latente. El contenido térmico de 4 bara y 258 grados C de vapor, cuando se enfría a una temperatura de saturación a 4 bara y se condensa a 4 bara, es de aproximadamente 2,4 MJ/kg. La cantidad requerida de vapor a partir de la turbina de vapor es, por lo tanto, de aproximadamente 80/2,4 kg/s, o aproximadamente 34 kg/s. La pérdida de energía de la turbina de vapor es a continuación de 34 \* 0,7 MW o aproximadamente 24 MW.

Sobre el lado frío del rehervidor de separación 36, la presión está ligeramente por encima de la atmosférica. Por lo tanto, el producto producido a partir del vapor extraído de la turbina de vapor es ahora un vapor a, por ejemplo, 1,2 bara a una temperatura de aproximadamente 110 grados C el cual es el punto de ebullición del absorbente pobre a esta presión.

Con la misma premisa que antes, es decir, que 22 kg/s de CO<sub>2</sub> se separan del absorbente, la energía requerida es de 3,6 MJ / kg de CO<sub>2</sub> o aproximadamente 80 MW de calor latente y sensitivo. Esto se corresponde con aproximadamente 34 kg/h de flujo de vapor con respecto al fondo del desorbedor, producido en el rehervidor.

De este, aproximadamente 12 kg/s se condensan para suministrar calor a los artículos 1) a 3) anteriores. El resto, aproximadamente 22 kg/s, se usan como vapor de separación, artículo 4). Este vapor sale de la parte superior de los embalajes de desorbedor junto con el CO<sub>2</sub> recuperado. Esto significa que la energía usada para la separación es esencialmente la energía perdida mediante la dilución del vapor de separación con CO<sub>2</sub>. 22 kg/s de CO<sub>2</sub> mezclado con 22 kg/s de H<sub>2</sub>O significa que hay aproximadamente 70 % de moles de H<sub>2</sub>O. De modo que la presión parcial de H<sub>2</sub>O se reduce de ligeramente por encima de 1 bara en el fondo del desorbedor a aproximadamente 0,7 bara en la parte superior (correspondiendo al punto de condensación de H<sub>2</sub>O de aproximadamente 90 grados C cuando la presión total es de 1,0 bara). En práctica, este vapor se condensa para obtener el CO<sub>2</sub> y, por lo tanto, el calor latente del vapor de separación se pierde, lo cual es una pérdida mucho más grande que la pérdida asociada con la reducción en la presión parcial del vapor de separación mediante dilución con CO<sub>2</sub> recuperado. Es deseable preservar este calor latente y solo suministrar energía para compensar la pérdida de la presión parcial del vapor de separación.

El cambio de entalpía a partir de la condensación de gas de separación frente a la temperatura de condensación se muestra en la figura 3. Según se condensa el agua, la presión parcial del vapor de agua se reduce y una temperatura inferior se requiere para condensación adicional. Por lo tanto, para recuperar el calor adicional en la sección del enfriador de contacto directo 66 del separador, el agua de enfriamiento del tanque de purga 74 a través de la línea 78 y la bomba 79 necesita ser más fría. Esto reduce la presión en el tanque de purga 74 y, por lo tanto, el trabajo requerido por el compresor 75. Si se recupera menos calor a partir de la sección del enfriador de contacto directo 66 y la diferencia de suministra mediante una fuente térmica separata de temperatura superior, por lo tanto, la temperatura en el tanque de purga puede superior. Esto también proporciona una presión superior y un trabajo inferior requerido por el compresor 75.

Según la figura 3, el calor recuperable en el intervalo de 80 a 90 grados C asciende a aproximadamente 28 MW que puede recuperarse a partir de la sección del enfriador de contacto directo del desorbedor 66 en el agua de lavado extraída mediante el tubo 70.

La energía térmica recuperada en el enfriador de contacto directo del desorbedor 66 en una fuente importante para recuperar calor en el presente procedimiento. El CO<sub>2</sub> / vapor a extraer del desorbedor/separador se enfría mediante enfriamiento de contacto directo contra frente a agua. Debido al enfriamiento, el vapor en el gas saturado de vapor se condensa y, por lo tanto, separa el vapor de agua del producto deseado que es CO<sub>2</sub>.



Otra fuente importante de calor recuperable es el enfriador de contacto directo de gas de combustión 15. El gas de combustión entra en el enfriador de contacto directo del gas de combustión 15 a una temperatura de aproximadamente 115 a 120 grados C. Este contiene vapor de agua del procedimiento de combustión, bien a partir de la combustión de hidrógeno que es parte del gas, aceite, carbón o biocombustible o bien del sistema alimentado de combustible tal como carbón que puede alimentarse en la cámara de combustión 2 como una pasta de agua. La temperatura de saturación del vapor de agua depende de la cantidad de vapor de agua y de la presión. Con combustible de carbón alimentando en la cámara de combustión como una pasta y una presión de aproximadamente 12 a 13 bara, la temperatura de saturación del gas de combustión es de aproximadamente 115 grados C. Si se usa combustible de gas natural, la cantidad de vapor de agua es superior y la temperatura de saturación será mayor. Si la presión es inferior, la temperatura de saturación será menor. Debido al hecho de que el gas de combustión está a una presión elevada y contiene cantidades significantes de vapor, la condensación del vapor empezará a la temperatura de saturación que es relativamente alta, resultando en una cantidad sustancial de energía de alta temperatura recuperable en forma de calor. La Figura 4 es una ilustración del efecto de la presión sobre la cantidad de calor recuperable de alta temperatura cuando el gas de combustión se enfría. La curva se realiza según los supuestos de un flujo de gas de combustión de 111 kg/s en el que la temperatura de entrada del gas de combustión es de 115 grados C y la temperatura de salida del gas de combustión es de 100 grados C y el contenido de agua del gas de combustión es de 14,5 %.

La diferencia entre los sistemas atmosféricos (tradicionales) y el sistema de acuerdo con la presente invención, es la condensación de vapor de agua en el sistema presurizado. Un sistema atmosférico tiene una presión parcial de H<sub>2</sub>O mucho menor incluso aunque la cantidad de vapor de H<sub>2</sub>O pudiera ser la misma y, por lo tanto, el enfriamiento de los gases de combustión no se condensan, resultando en una recuperación bastante inferior de energía.

Según la presente invención, el gas de combustión se enfría a aproximadamente 100 grados C en el condensador, lo cual se implementa preferentemente como un enfriador de contacto directo en el que el gas de combustión fluye sobre un embalaje a contracorriente del agua en circulación. Este agua captura la energía en el gas y se enfría en el intercambiador térmico 17 el cual recibe agua de enfriamiento a partir del enfriador de contacto directo del desorbedor, calentando adicionalmente este agua y suministrando más energía.

La curva de puntos en la figura 4 tiene fines comparativos únicamente, mostrando una ventaja con este sistema, sobre sistemas de captura de CO<sub>2</sub> atmosféricos más tradicionales en los que se obtendría muy poca energía útil (energía por encima de 100 grados C en este caso) a partir del mismo gas de combustión.

Una tercera fuente de recuperación de energía térmica es el/los enfriador(es) de compresor de CO<sub>2</sub> 48. La cantidad de energía disponible en el/los enfriador(es) de compresión es inferior que en los enfriadores mencionados anteriormente pero la temperatura es superior.

La Tabla 1 ilustra la energía neta generada por la presente planta eléctrica con captura de CO<sub>2</sub> como una función del vapor producido por medio de la presente regeneración e calor en el enfriador de contacto directo del gas de combustión 15 (en la tabla identificado como «Condensador»), en la sección del enfriador de contacto directo del desorbedor 66 (en la tabla identificador como «Desorbedor», y el/los enfriador(es) intermedios del compresor 48 identificado(s) como «Compresores»).

Tabla 1

Vapor producido (tanque de purga 74) kg/s	Fuente de calor para la producción de vapor			Vapor de 4 bar * kg/s	Turbina de vapor MW	Compresor de vaporización instantánea MW	MW de potencia neta
	Enfriador de desorbedor 66 MW	Enfriador de condensador 17 MW	Enfriadores de compresor 48 MW				
0	---	---	---	34	96	---	96
10	5	11	6	24	103	-1,1	101,9
15	16	11	6	19	106,5	-2,2	104,3
20	28	11	6	14	110	-3,6	106,4
25	39	11	6	9	113,5	-6,4	107,1

\* Extracción lateral de la turbina de vapor. Con cero extracción lateral, el rendimiento de la turbina de vapor es de 120 MW.

La Tabla 1 ilustra de forma clara el aumento de potencia neta a partir de la turbina de vapor como resultado del aumento de la recuperación de calor a partir de dichos tres elementos de la planta e ilustra las ventajas más importantes de la presente invención.

La potencia neta, rendimiento de turbina de vapor menos la potencia del compresor de vaporización instantánea, aumenta en más de 10 MW cuando se producen 20 kg/s de vapor y se comprimen por la invención y se dirige al fondo del desorbedor, reemplazando la misma cantidad de 4 bara de vapor de la turbina de vapor.

Un aumento adicional en la producción de vapor mediante vaporización instantánea y compresión, a, por ejemplo, 25 kg/s, requiere un aumento más grande en el trabajo del compresor de vaporización instantánea y el aumento en potencia neta es mucho menor. La producción más allá de 25 kg/s no proporciona o proporciona una contribución negativa al rendimiento de la turbina de vapor neta menos el trabajo del compresor de vaporización instantánea.

5 **Ejemplo 2**

Este ejemplo ilustra el efecto adicional de la vaporización instantánea y compresión así como inyección del vapor a partir del tanque de purga 81 dentro de la columna regeneradora como gas de separación, tal como se ilustra con referencia a la figura 2.

10 La Figura 5 ilustra la presión de vapor del absorbente pobre como una función de la temperatura a aproximadamente 100 grados C. La capacidad térmica del absorbente pobre es de aproximadamente 3,0 kJ/kg-K con un flujo de absorbente de 1000 kg/s y un enfriamiento de aproximadamente 112 grados C (la temperatura próxima al fondo del desorbedor) a aproximadamente 98,6 grados C (la temperatura de alimentación de absorbente pobre aproximada a la parte superior del absorbedor), se producen aproximadamente  $1000 * 3,0 * (112 - 98,6) \text{ kW} = 40000 \text{ kW}$

15 Con una producción de CO2 de 22 Kg/s y un requisito de calor de desorbedor total, en la forma de calor latente en vapor, de 3,6 MJ/kg de CO2, el requisito de calor total es de aproximadamente 80 MW. Por lo tanto, la vaporización instantánea pobre puede producir aproximadamente un 50 % de este valor,

20 con un calor latente de vapor de aproximadamente 2250 kJ/kg (a aproximadamente 1,2 bara) este se corresponde con aproximadamente 17,8 kg/s de vapor. Este debe comprimirse de aproximadamente 0,75 bara a aproximadamente 1,2 bara. El trabajo del compresor es, por lo tanto, de aproximadamente 2,0 MW, suponiendo una eficacia adiabática del 80%.

La tabla 2 resume el efecto de vaporizar instantáneamente el absorbente pobre sobre el rendimiento total de la turbina de vapor.

Tabla 2

Fuente de vapor	Vapor de vaporización instantánea kg/s	MW de calor latente de vapor de vaporización instantánea	Compresión de vapor de vaporización instantánea o MW	Vapor de 4 bara * kg/s	MW de potencia de turbina de vapor	MW de potencia neta
Turbina de vapor	0	0	0	34	96	96
Este inv.	17,8	40	-3,0	<1	120	115
Vaporización instantánea pobre	17,8	40	-2,0			

\* Extracción lateral de la turbina de vapor. Con cero extracción lateral, el rendimiento de la turbina de vapor es de 120 MW.

25 La tabla 2 ilustra de forma clara que la vaporización instantánea del absorbente pobre sobre el rendimiento total de la turbina de vapor, combinación de las características de energía del ejemplo 1, la potencia neta puede aumentarse de 96 MW a 115 MW en comparación con 120 MW sin captura de carbono.

30 El hecho de que el calor de la reacción para la ecuación 1) es relativamente bajo es una ventaja para los sistemas de carbonato potásico ya que el calor exotérmico correspondiente de la reacción en el absorbedor es baja y, por lo tanto, el calentamiento del absorbente en el absorbedor. El calentamiento del absorbente en el absorbedor puede desplazar la reacción a la izquierda y, por lo tanto, reducir la capacidad de absorción del absorbente.

## REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de producción de energía mediante la combustión de combustibles carbonosos y la captura de CO<sub>2</sub>, en el que el combustible carbonoso se somete a combustión en una cámara de combustión (2) a presión en presencia de gas que contiene oxígeno, en el que el gas de combustión se enfría en la cámara de combustión mediante la generación de vapor dentro de los tubos térmicos proporcionados en la cámara de combustión, en el que el gas de escape se extrae a partir de la cámara de combustión mediante un tubo de gas de escape (9) a través de intercambiador(es) (10) y unidades de tratamiento de gas de escape (11, 12), y un enfriador de contacto directo (15) conectado a un tubo de reciclaje de agua (16) para la recirculación de agua recolectada en el fondo del enfriador de contacto directo y la reintroducción del agua en la parte superior del enfriador, en cuyo enfriador, el gas de escape parcialmente enfriado se enfría adicionalmente y humidifica mediante flujo contracorriente con respecto a agua, en el que el gas de escape se extrae del enfriador de contacto directo mediante un tubo de escape depurado (18) y se introduce dentro de un absorbedor de CO<sub>2</sub> (19), dentro de cuyo absorbedor se introduce absorbente pobre por encima de una zona de contacto superior (19'') en el absorbedor, para causar que el gas de escape fluya contracorriente con respecto a un absorbente de CO<sub>2</sub> líquido para proporcionar un absorbente rico que se recoge en el fondo del absorbedor de CO<sub>2</sub> y se extrae del mismo en un tubo de absorbente rico (30), y un gas de escape pobre de CO<sub>2</sub> que se extrae a partir de la parte superior del absorbedor mediante un tubo de escape pobre (20) conectado al absorbedor (19) en el que el gas de escape pobre se lava en una sección de lavado, se calienta en un intercambiador térmico y se expande sobre una turbina para la generación de energía eléctrica antes de liberarse a la atmósfera; en la que el tubo de absorbente rico (30) se conecta para introducir el absorbente rico dentro de una columna de separación (32) para la regeneración del absorbente para proporcionar un absorbente pobre que se extrae mediante una línea de reciclaje de absorbente pobre (35) en la que el absorbente pobre se bombea de nuevo dentro del absorbedor (19), y una corriente de CO<sub>2</sub> se trata adicionalmente para proporcionar un CO<sub>2</sub> depurado; en el que el vapor de CO<sub>2</sub> se enfría frente a fluido de enfriamiento que fluye mediante el enfriador de contacto directo (66) proporcionado en la parte superior de la columna de separación (32); y en el que se recoge agua en una placa colectora (65) proporcionada por debajo del enfriador de contacto directo (66) y en la que se dispone una línea de reciclaje de agua (70) para extraer el agua recogida, **caracterizado porque** el agua de enfriamiento del enfriador de contacto directo en circulación en el tupo de recirculación (16) se enfría en un intercambiador térmico (17) proporcionado en el tubo de recirculación (16) en la que se suministra y extrae agua de enfriamiento, respectivamente, mediante tubos de reciclaje de agua (70, 70') conectados al intercambiador térmico (17) y en el que el agua extraída a partir del intercambiador térmico (17) mediante la línea de reciclaje (70') se vaporiza instantáneamente sobre una válvula de purga (73) y un tanque de purga (74), en el que el agua del tanque de purga (74) se extrae mediante una línea (78) para reciclar el agua como líquido de lavado en el enfriador de contacto directo de columna de separación (66); y en el que el vapor en el tanque de separación se introduce como vapor de separación adicional en la columna de separación mediante una línea de vapor (77) conectada al tanque de purga (74)

2. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que el fluido en el tubo (70') se calienta en un intercambiador térmico (48) proporcionado para enfriar CO<sub>2</sub> comprimido y vapor, antes de que el fluido en el tubo (70') se introduzca o sea vaporizado instantáneamente sobre la válvula de purga (73).

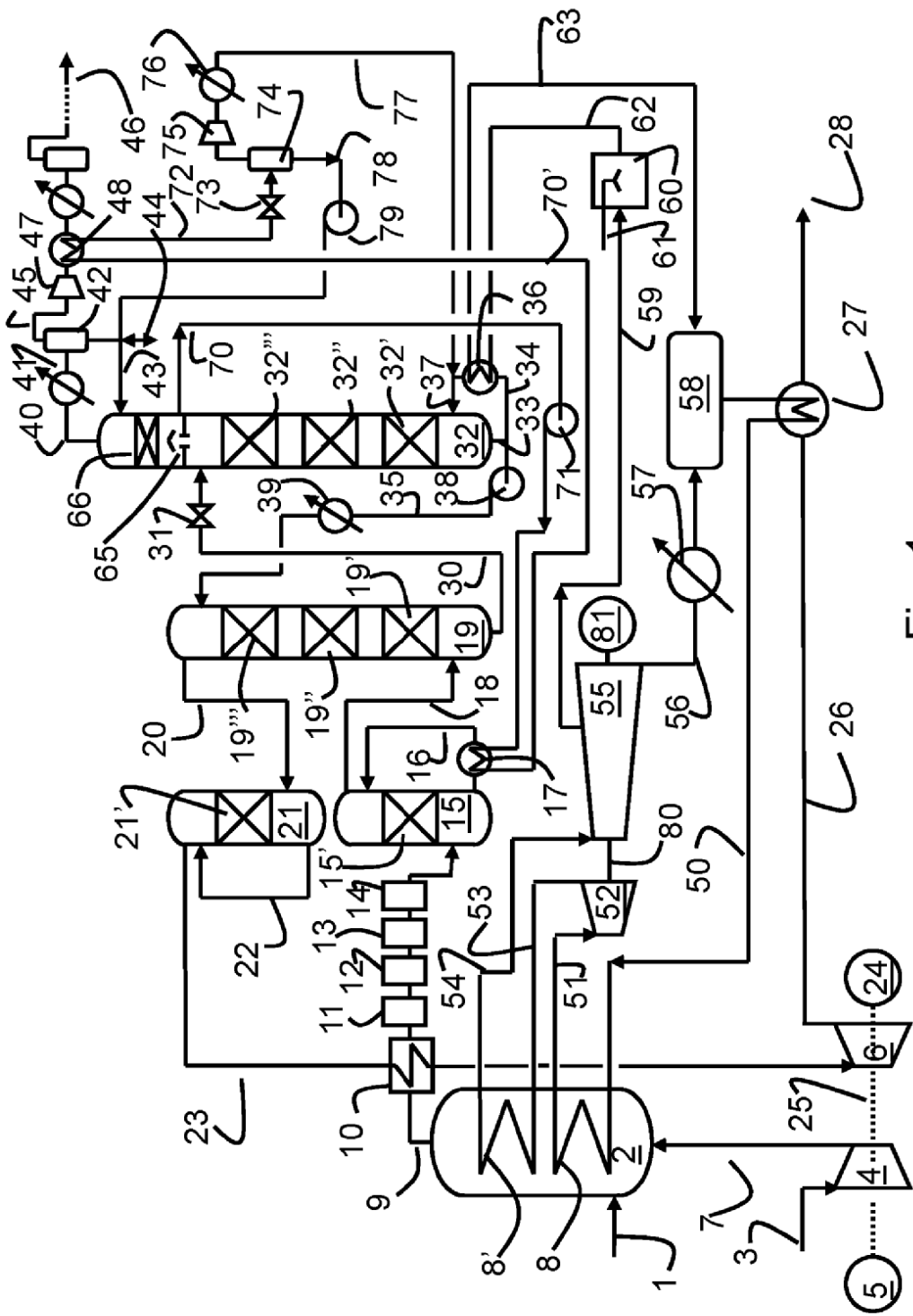


Fig. 1

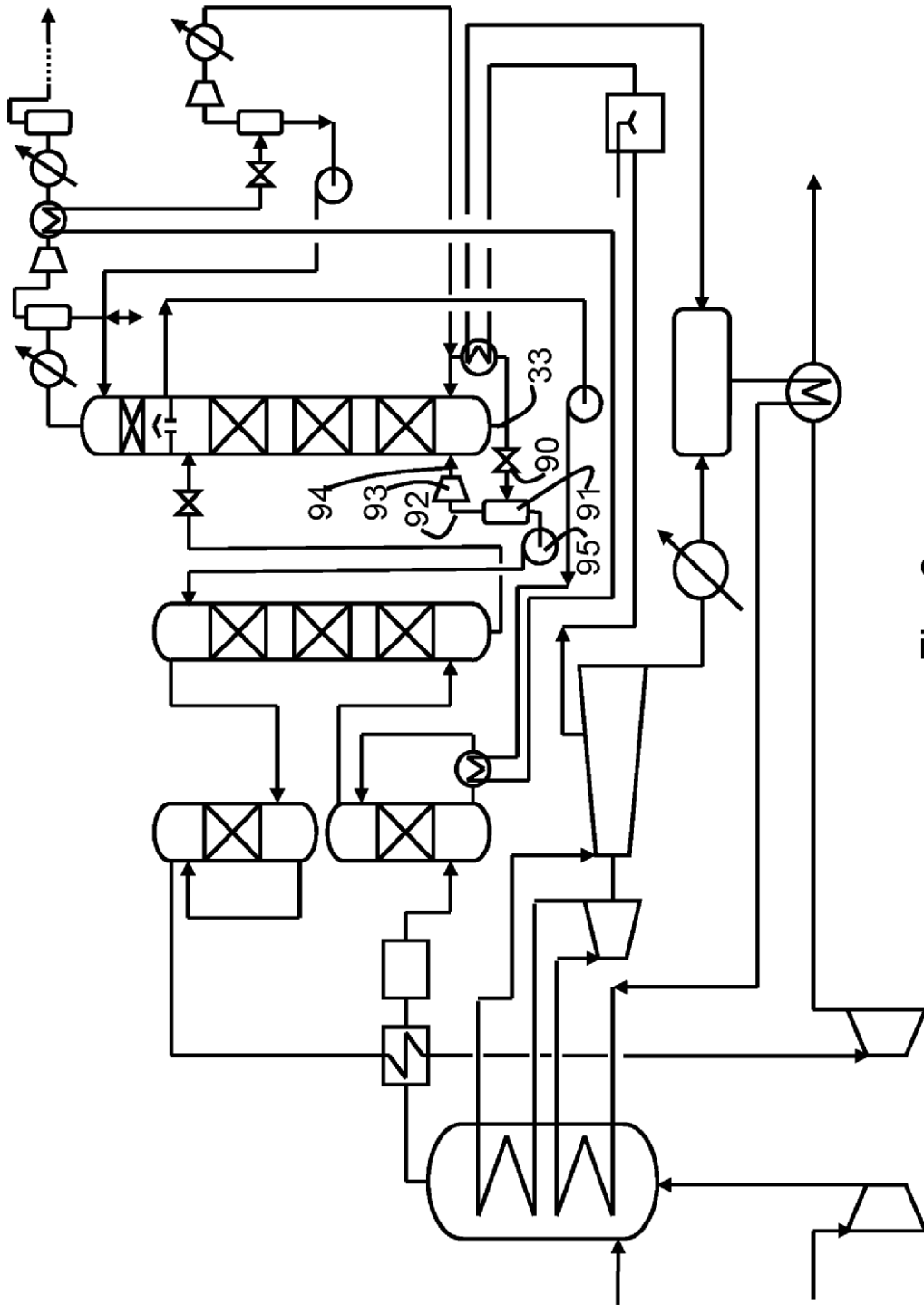


Fig. 2

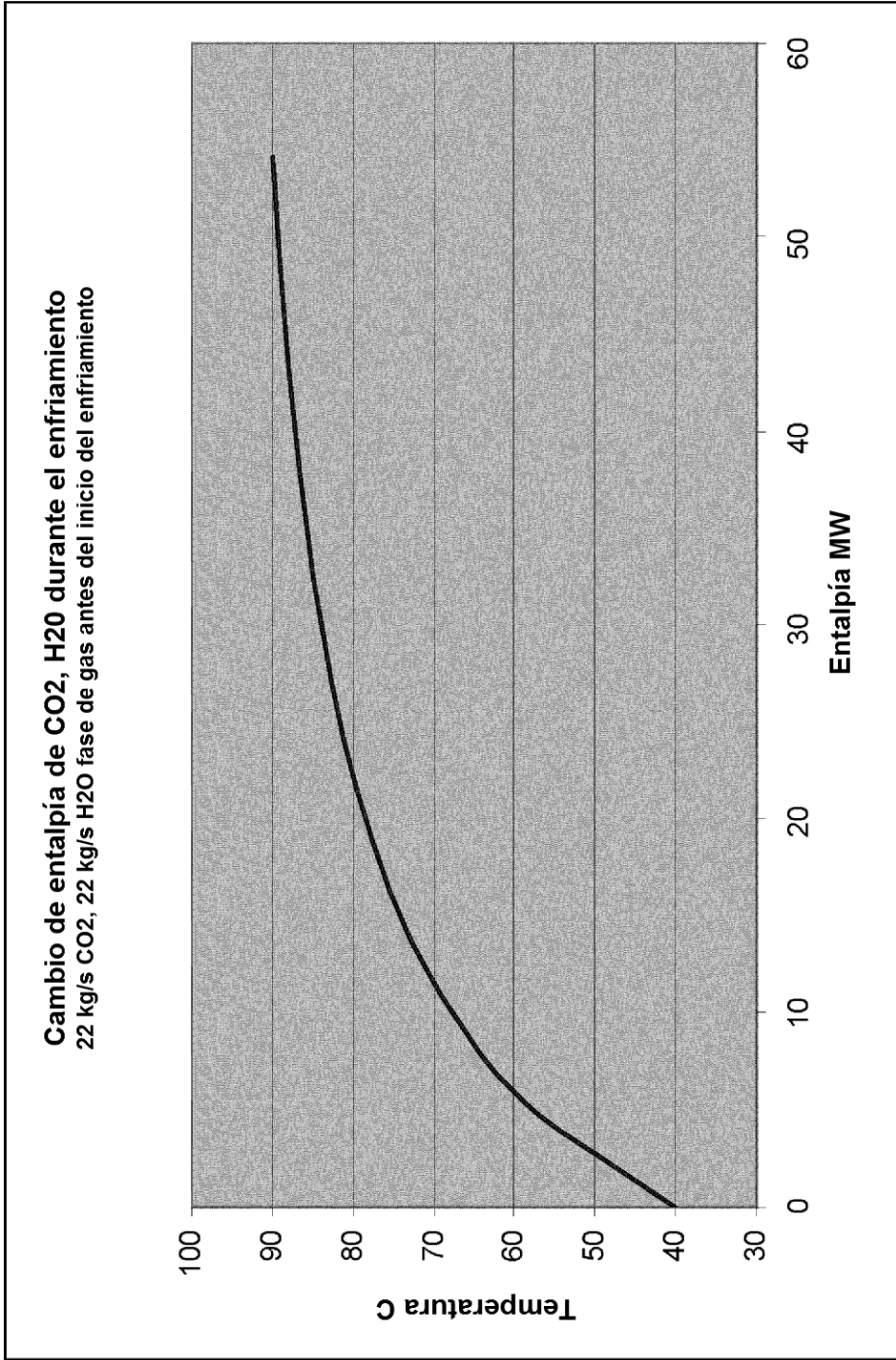


Fig. 3

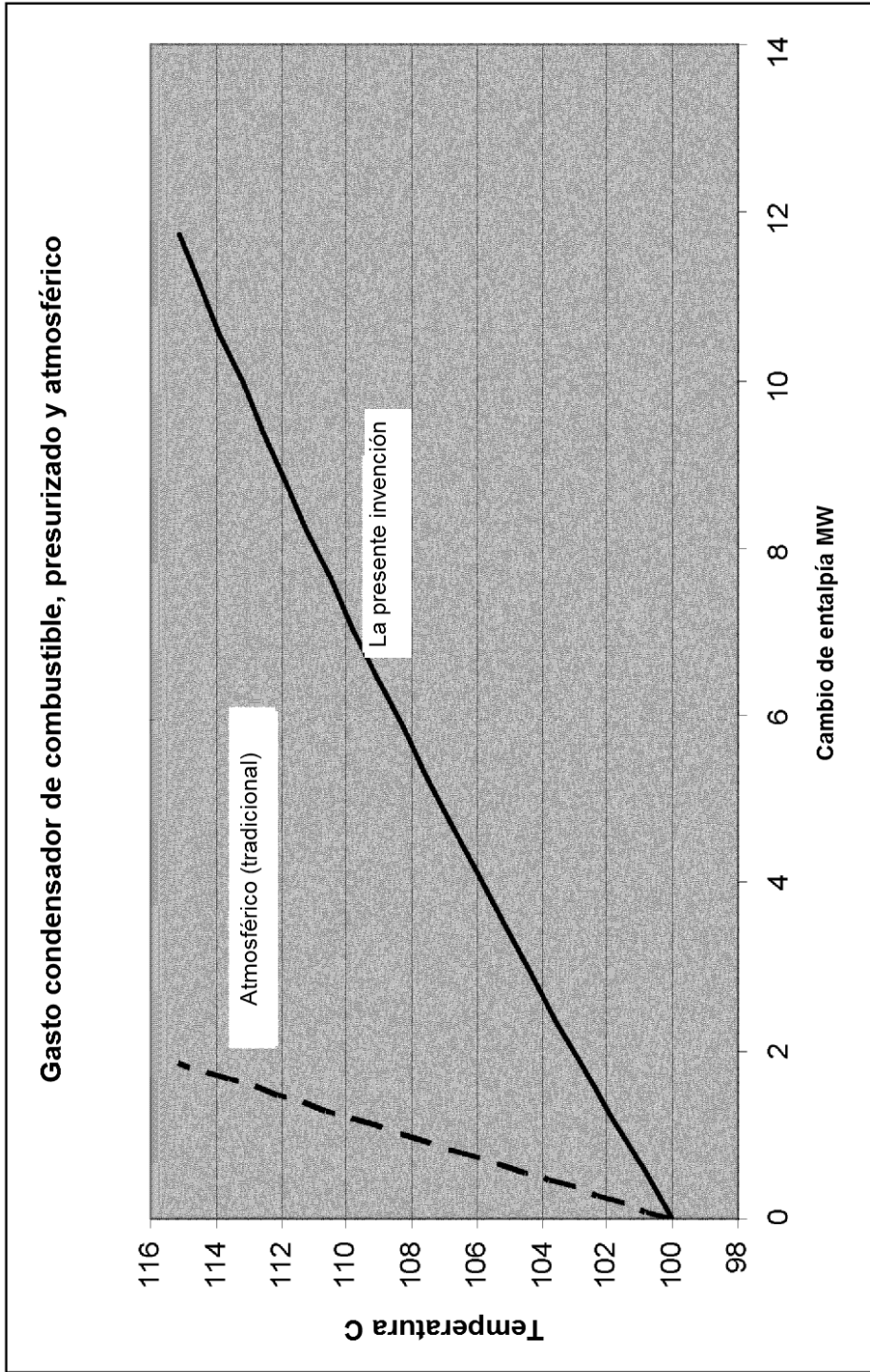
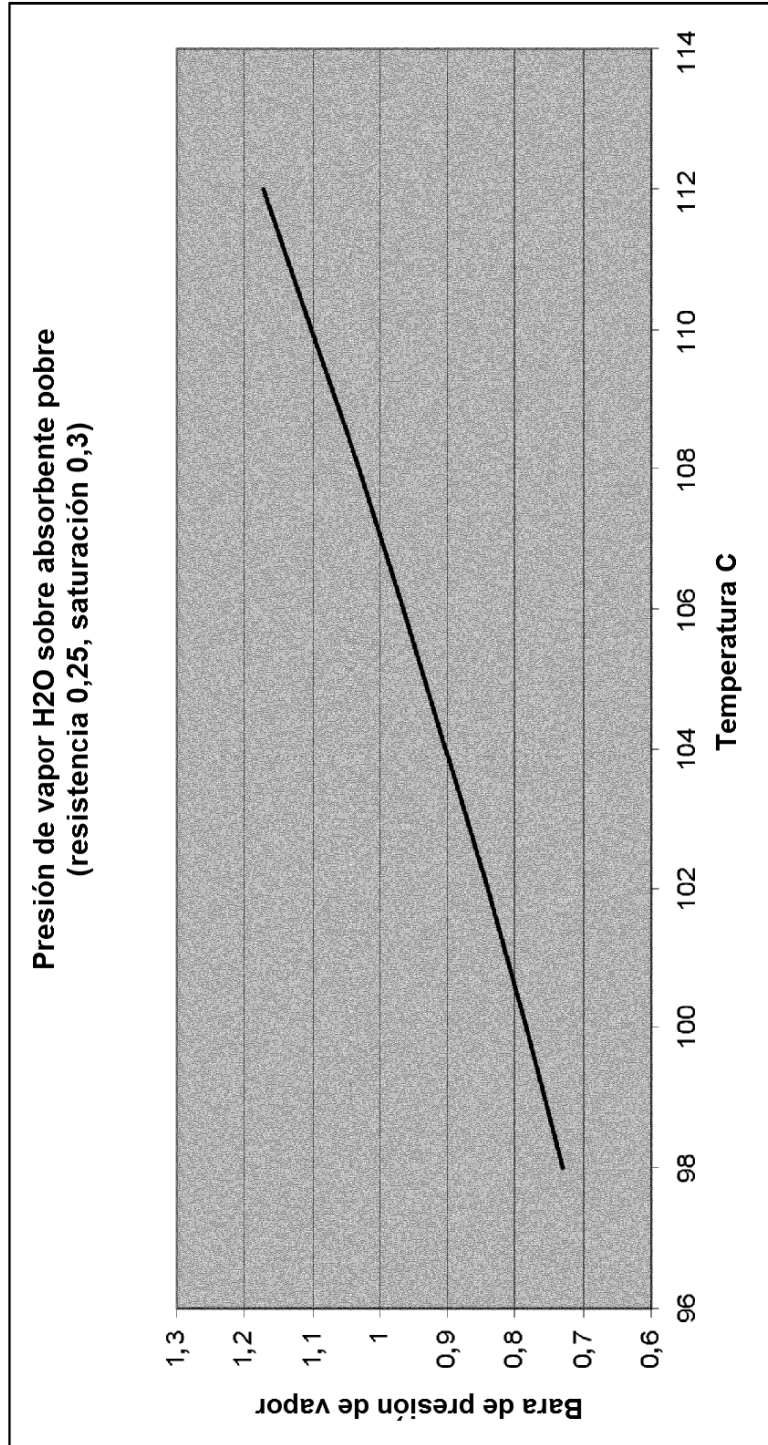


Fig. 4



**Fig. 5**