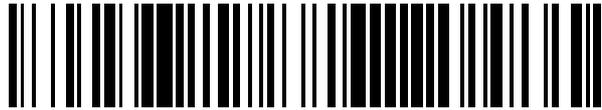


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 769 047**

51 Int. Cl.:

**B01D 53/18** (2006.01)

**B01D 53/62** (2006.01)

**B01D 53/78** (2006.01)

**F23J 15/04** (2006.01)

**B01D 53/96** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **06.09.2016 PCT/EP2016/070974**

87 Fecha y número de publicación internacional: **16.03.2017 WO17042163**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **06.09.2016 E 16762779 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.10.2019 EP 3359281**

54 Título: **Procedimiento y planta para la captura de CO<sub>2</sub>**

30 Prioridad:

**08.09.2015 NO 20151155**

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

**24.06.2020**

73 Titular/es:

**CAPSOL-EOP AS (100.0%)**

**Nobels gate 10**

**0273 Oslo, NO**

72 Inventor/es:

**HAMRIN, STELLAN**

74 Agente/Representante:

**CARPINTERO LÓPEZ, Mario**

ES 2 769 047 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 captura de CO<sub>2</sub>.

**Campo técnico**

5 La presente invención se refiere a la captura de CO<sub>2</sub> a partir de un gas, tal como, pero lo limitado a, un gas de escape de la combustión de combustibles carbonosos o cualquier gas industrial que tenga una alta concentración de CO<sub>2</sub>. La presente invención se refiere más específicamente a mejoras en la captura de CO<sub>2</sub> a presiones elevadas y mejoras que reducen la pérdida de calor en relación con la captura de CO<sub>2</sub>.

**Técnica antecedente**

10 El aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> en la atmósfera y el efecto invernadero causado por el CO<sub>2</sub> es motivo de gran preocupación y ha provocado un cambio hacia los recursos de energía renovable y una presión ambiental para detener o al menos reducir el uso de combustibles fósiles. Sin embargo, debido tanto al bajo costo de los combustibles carbonosos y a la creciente demanda de energía, y especialmente a la energía en forma de electricidad para un mayor desarrollo en las partes menos industriales del mundo, los combustibles carbonosos serán importantes como fuentes de energía durante las próximas décadas. Por lo tanto, se ha propuesto la captura de CO<sub>2</sub> y el almacenamiento/depósito de CO<sub>2</sub> para evitar la liberación de CO<sub>2</sub> a la atmósfera y, por lo tanto, mitigar el aumento de la concentración de CO<sub>2</sub>. Muchos proyectos en captura de CO<sub>2</sub> se han sugerido, pero solo unos pocos se han desarrollado desde la idea o la etapa de dibujo hasta proyectos reales, debido tanto al costo de inversión como al costo de funcionamiento de dichas plantas, y la falta de apoyo político.

20 La mayoría de las sugerencias para las plantas de captura de CO<sub>2</sub> son en base a la captura de CO<sub>2</sub> posterior a la combustión de los gases de escape de una planta industrial, como una central eléctrica en base a combustibles carbonosos. Típicamente, el CO<sub>2</sub> se captura del gas de escape al poner el gas de escape en contacto íntimo con un CO<sub>2</sub> absorbente, más comúnmente una solución acuosa de un absorbente de amina, un absorbente de carbonato, etc., normalmente a una presión cercana a la presión atmosférica o ligeramente superior.

25 El documento WO 2004001301 A2, concedido como US 7.328.581, a Sargas AS, ahora transferido a CO<sub>2</sub> CapSol AS, se refiere a un procedimiento y una planta para la generación de energía mediante la combustión de combustibles carbonosos bajo presión elevada, típicamente de 800.000 a 2.000.000 Pa (8 a 20 bar), capturando CO<sub>2</sub> a la misma presión por medio de una solución acuosa de carbonato de potasio, antes de que el gas de escape pobre en CO<sub>2</sub> se expanda y se libere en los alrededores. Una característica importante de US 7.328.581 es que el CO<sub>2</sub> se captura sustancialmente a la misma presión que la presión de combustión para el combustible carbonoso. El CO<sub>2</sub> capturado bajo presión elevada, como en el documento US 7.328.581, proporciona una presión parcial de CO<sub>2</sub>, que es sustancialmente mayor que si la captura de CO<sub>2</sub> se realizara a presión atmosférica. También reduce el volumen total de gas. La velocidad de reacción y los equilibrios del sistema dependen en gran medida de la presión parcial de CO<sub>2</sub> en la fase gaseosa. Mayor presión parcial de CO<sub>2</sub> mejora en gran medida la velocidad de captura y reduce la energía de regeneración absorbente. Además, el volumen reducido de gas facilita enormemente el diseño y la construcción de plantas de captura de CO<sub>2</sub>, en particular el absorbedor de CO<sub>2</sub>.

35 Hay dos clases de absorbentes de CO<sub>2</sub>. Estos son carbonatos de potasio inorgánicos, principalmente acuosos, y soluciones orgánicas, principalmente acuosas de aminas, mezclas de aminas o aminoácidos. Las ventajas del absorbente inorgánico sobre los absorbentes orgánicos son potencialmente decisivas para la captura de CO<sub>2</sub> a gran escala. Esto incluye estabilidad en presencia de oxígeno, bajo costo, disponibilidad en las cantidades significativas requeridas para la captura de CO<sub>2</sub> a gran escala y, si se opera a presión elevada, bajas energías de regeneración específicas. Por el contrario, los absorbentes orgánicos son inestables en presencia de oxígeno, en particular a alta presión donde la presión parcial de oxígeno es mayor, formando productos de degradación tóxicos y cancerígenos que se liberarán a la atmósfera junto con el gas de escape agotado en CO<sub>2</sub>. Tienen un alto costo y una disponibilidad limitada, ya que la producción es multifacética e incluye la producción de amoníaco, un procedimiento que emite CO<sub>2</sub>. La energía de regeneración específica es alta en particular si se opera a presión atmosférica. Esto es importante ya que uno de los principales desafíos con la captura de CO<sub>2</sub> es el consumo de energía parasitaria.

50 El documento US 7.328.581 requiere combustión a presión elevada, como se indicó anteriormente, e integración íntima de la parte de combustión y generación de energía y la parte de la captura de CO<sub>2</sub> de dicha planta. En consecuencia, el documento US 7.328.581 es más adecuado para nuevas construcciones de centrales eléctricas, y normalmente no es adecuado como solución para la captura de CO<sub>2</sub> para plantas existentes.

55 El documento WO 2013166301 A1, de Mecs, Inc., se refiere a una recuperación regenerativa de contaminantes, ejemplificada por dióxido de azufre, a partir de gases efluentes. No se menciona nada acerca de la presión del gas a limpiar, o de la recuperación de energía térmica en el gas entrante. El absorbente para la eliminación de los contaminantes, y el calor de las reacciones para la regeneración del absorbente, se regeneran mediante diferentes características para aumentar la eficiencia energética del procedimiento.

El documento WO2007075466 A2, de Fluor Technologies Corporation, describe una configuración y métodos integrados de compresor/separador, allí el absorbente regenerado se somete a evaporación instantánea y se separa

en una fase líquida que se recicla de nuevo a un absorbedor, y una fase gaseosa que se comprime e introduce como vapor destilado en el separador.

El documento WO 0048709, de Norsk Hydro ASA, se refiere a un procedimiento para capturar CO<sub>2</sub>, de un gas de escape de una central eléctrica basada en una turbina de gas, donde el gas de escape expandido y enfriado de la central eléctrica de la turbina de gas se vuelve a comprimir a una presión de 500.000 a 3.000.000 Pa (5 a 30 bar), típicamente de 700.000 a 2.000.000 Pa (7 a 20 bar), y es enfriado antes de que el gas comprimido se introduzca en un absorbedor y se pone en contacto con un absorbente de amina en un absorbedor de una planta de captura de CO<sub>2</sub>. El gas de escape agotado en CO<sub>2</sub> que sale del absorbedor se vuelve a calentar preferiblemente, para aumentar la potencia que generará el gas en expansión, y para aumentar la eficiencia global de la planta total. Dicha integración es vital para poder construir una planta de tal manera que sea suficientemente eficiente energéticamente, es decir, que la producción de energía de la planta en forma de energía útil, como la energía eléctrica, sea lo suficientemente alta en comparación con la energía total de combustión en la turbina de gas. En consecuencia, es muy poco probable que este concepto pueda construirse para ser económicamente viable.

El objeto de la presente invención es proporcionar una unidad de captura de CO<sub>2</sub> de combustión posterior que sea lo suficientemente eficiente energéticamente para ser económicamente viable, permitiendo que la unidad de captura de CO<sub>2</sub> sea añadida a una planta de fuente de CO<sub>2</sub> existente, como una central eléctrica que funciona con combustibles carbonosos, sin tener que hacer una reconstrucción interna de la planta de fuente de CO<sub>2</sub>. El uso de solo electricidad como fuente de energía es una de las claves para obtener esto.

### Sumario de la invención

De acuerdo con un primer aspecto, la presente invención se refiere a un procedimiento para capturar CO<sub>2</sub> de un gas de escape que contiene CO<sub>2</sub>, donde el gas de escape se comprime y luego es enfriado antes de que el gas de escape se introduzca en un absorbedor, donde el gas de escape se introduce en un flujo a contracorriente con una solución acuosa absorbente de CO<sub>2</sub> introducida en el absorbedor, para dar un gas de escape pobre que se extrae del absorbedor, se recalienta contra el gas de escape comprimido entrante, y luego se expande y se libera a la atmósfera, donde el absorbente rico que ha absorbido CO<sub>2</sub>, se recoge en el fondo del absorbedor, se extrae del mismo y se introduce en un regenerador en el que el absorbente rico en CO<sub>2</sub> se elimina para liberar CO<sub>2</sub> por un flujo de vapor a contracorriente para dar un absorbente pobre, extrayendo vapor y CO<sub>2</sub> desde la parte superior del regenerador, recogiendo el absorbente pobre en la parte inferior del regenerador, extrayendo el absorbente pobre del regenerador, dividiendo el absorbente pobre extraído en flujos de dos partes, un primer flujo que se calienta y vaporiza en un rehervidor e introduce el absorbente regenerado en el regenerador como vapor de destilación, y un segundo flujo que se devuelve al absorbente como absorbente pobre, caracterizado porque la solución absorbente acuosa de CO<sub>2</sub> es una solución acuosa de carbonato de potasio, y que el vapor y el CO<sub>2</sub> extraído del regenerador se enfrían en un enfriador de contacto directo por flujo a contracorriente de agua de enfriamiento, para generar un flujo gaseoso de CO<sub>2</sub> enfriado y vapor que se extrae para la compresión y el secado del CO<sub>2</sub>, y un flujo líquido de agua de enfriamiento y vapor condensado que se extrae y evapora instantáneamente, para dar una fase líquida enfriada que se recicla como agua de enfriamiento para el enfriador de contacto directo para el CO<sub>2</sub> y el vapor extraído, y una fase gaseosa que se comprime y, por lo tanto, se calienta, y se introduce en el regenerador como vapor de destilación. El enfriamiento del vapor y CO<sub>2</sub> extraído de la parte superior del regenerador mediante enfriamiento por contacto directo, extrayendo el agua de enfriamiento y el vapor condensado, evaporándolo para separarlo en una fase gaseosa que se comprime y se introduce en el regenerador como vapor de destilación, y reciclar la fase líquida, es muy eficiente en el reciclaje de energía térmica en el separador. El reciclado incrementado de la energía térmica, y por lo tanto la conservación de energía. Soluciones acuosas de carbonatos como los absorbentes de CO<sub>2</sub> son menos eficientes energéticamente y necesitan vapor a mayor temperatura para la regeneración del absorbente, que los absorbentes de CO<sub>2</sub> acuoso a base de aminas. Las aminas o subproductos causados por la degradación de aminas durante el procedimiento de captura de CO<sub>2</sub>, se sabe que son potencialmente cancerígenos, potencialmente venenosos y crean grandes cantidades de desechos. La característica mencionada para la conservación de energía, junto con la captura de CO<sub>2</sub> a una presión elevada, permite el uso de carbonatos, que son ambientalmente mejores que las aminas, para la captura de CO<sub>2</sub>.

De acuerdo con una realización, el segundo flujo de absorbente pobre se evapora para generar vapor que se comprime y se introduce en el regenerador como vapor de destilación. La evaporación del absorbente pobre antes de la introducción del mismo en el absorbedor, la compresión del vapor generado y la introducción del vapor comprimido en el regenerador como vapor de destilación, mejora aún más la eficiencia energética para la captura de CO<sub>2</sub>.

De acuerdo con una realización, el primer flujo pobre de absorbente pobre introducido en el rehervidor se calienta y se evapora parcialmente contra el vapor generado en un ciclo de vapor contra el gas de escape entrante comprimido caliente. El gas de escape comprimido entrante está demasiado caliente para introducirse en el absorbedor y debe enfriarse. La parte principal del enfriamiento se realiza intercambiando calor contra el gas de escape pobre en CO<sub>2</sub> saliente. Para un intercambio de calor eficiente, el flujo de gas entrante caliente debe tener un volumen sustancialmente como el del flujo de gas saliente más frío. Sin embargo, debido a la eliminación de CO<sub>2</sub> el volumen del flujo de gas saliente es menor que el flujo de gas caliente entrante. La introducción del intercambiador de calor para calentar vapor para el rehervidor para el regenerador, recupera el equilibrio sobre los intercambiadores de calor para enfriar el gas de escape entrante.

De acuerdo con una realización, el gas de escape entrante se comprime desde una presión entre 70.000 a 140.000 Pa (0,7 y 1,4 bar), tal como entre 100.000 y 110.000 Pa (1 y 1,1 bar), a una presión entre 800.000 y 2.000.000 Pa (8 y 20 bar).

De acuerdo con un segundo aspecto, la invención se refiere a una planta para capturar CO<sub>2</sub> a partir de un gas de escape que contiene CO<sub>2</sub>, que comprende una tubería de extracción de escape, uno o más compresores de gas de escape para la compresión del gas de escape, una línea de gas de escape comprimido para conducir el gas comprimido a uno o más intercambiadores de calor, para enfriar el gas de escape comprimido contra el gas de escape pobre en CO<sub>2</sub>, una tubería de gas de escape enfriado conectado a un absorbedor para la absorción de CO<sub>2</sub> por flujo a contracorriente contra un absorbente líquido, una tubería de gas de escape pobre para la introducción del gas de escape pobre en el(los) intercambiador(es) de calor para el intercambio de calor contra el gas de escape comprimido caliente, una tubería de gas de escape pobre enfriado para transferir el gas de escape pobre calentado desde el(los) intercambiador(es) de calor hasta una turbina para expandir el gas de escape pobre, una tubería absorbente pobre para la introducción de absorbente pobre en el absorbedor, una tubería de absorbente rico para extraer el absorbente rico del absorbente, la tubería del absorbente rico está conectado a un regenerador para la introducción del absorbente rico en el regenerador, un rehervidor para la generación de vapor de destilación, y una tubería de introducción de vapor para introducir el vapor de destilación generado en el regenerador, una tubería de extracción de material absorbente pobre conectado al tubo de material absorbente, para la extracción de material pobre absorbente para reciclar en el absorbedor, una tubería de extracción de cabeza conectada al regenerador para extraer vapor y CO<sub>2</sub> liberado del absorbente en el regenerador, en el que la tubería de extracción de cabeza está conectada a un enfriador del recuperador, en el que el CO<sub>2</sub> y el vapor se enfrían por contacto directo contra agua de enfriamiento, una tubería de extracción de CO<sub>2</sub> para la extracción de una fase gaseosa del enfriador del recuperador, y una tubería de extracción de agua para la extracción de agua de enfriamiento y vapor condensado del enfriador del recuperador, uno o más tanques de expansión conectados a la tubería de extracción de agua para descargar el agua extraída separada en una fase gaseosa y una fase líquida, una línea de reciclaje de agua de enfriamiento para reciclar la fase líquida en el enfriador del recuperador, y un compresor para la compresión de la fase gaseosa, y una tubería de vapor comprimido para introducir en el regenerador como vapor de destilación adicional.

De acuerdo con una realización, se dispone un tanque de evaporación para evaporar el absorbente pobre extraído en la tubería para generar una fase de vapor y una fase líquida, donde un compresor está dispuesto para comprimir la fase de vapor, y una tubería de evaporación comprimida está dispuesta para conducir el vapor de compresión en el regenerador como vapor de destilación adicional, y la tubería absorbente pobre está dispuesta para introducir la fase líquida como absorbente pobre en el absorbedor.

De acuerdo con una segunda realización, un intercambiador de calor del rehervidor (15) está dispuesto para generar vapor enfriando el gas de escape entrante desde una tubería de conexión de escape (14), y donde una tubería de retorno del vapor del rehervidor (20) está dispuesta para conducir el vapor generado hacia el rehervidor (42) para evaporar por calor el absorbente pobre en su interior.

### Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 es una ilustración general de una planta de captura de CO<sub>2</sub> modificada de acuerdo con la presente invención, y

la Figura 2 es una vista en detalle de una realización específica de la presente invención.

### Descripción detallada de la invención

La Figura 1 ilustra el principio básico de una planta de captura de CO<sub>2</sub> de acuerdo con la presente invención, donde el gas de escape de una fuente no mostrada, como una central eléctrica de carbón o gas, o cualquier otra planta generadora de CO<sub>2</sub> industrial, se introduce en una línea de admisión de escape 1 y se introduce en una interfaz de central eléctrica 2. La interfaz 2 no es parte de la presente invención y, por lo tanto, no se discute en detalle. Sin embargo, la interfaz incluirá diferentes medios para dirigir el gas de escape a la planta de captura de CO<sub>2</sub> como se describe más adelante, o libere el gas de escape a través de una tubería de salida de escape 3 y a través de una chimenea 4, si es necesario. La tarea más importante de la interfaz es permitir que la central eléctrica u otra fuente generadora de CO<sub>2</sub>, para operar independientemente de la planta de captura de CO<sub>2</sub>, como en caso de mal funcionamiento de la planta de captura de CO<sub>2</sub> que resulta en una contrapresión demasiado alta para el gas de escape, o si la planta de captura de CO<sub>2</sub> tiene que ser detenida por cualquier motivo. Un cambio en la contrapresión en la salida de una central eléctrica o cualquier otra planta industrial, puede ser perjudicial para la central eléctrica o la planta industrial, y debe evitarse. La interfaz incluye medios para evitar la perturbación de la central eléctrica u otra fuente generadora de CO<sub>2</sub> que pueda dañar la central eléctrica u otra fuente generadora de CO<sub>2</sub>, o el funcionamiento de la misma. Dichos medios pueden incluir medios activos o pasivos, como válvulas, ventiladores, puertas de guía oscilantes, etc. para dirigir el flujo del gas de escape hacia la planta de captura de CO<sub>2</sub> y/o la chimenea dependiendo de la capacidad de la planta de captura de CO<sub>2</sub>, contrapresión, etc. Además, la interfaz 2 puede incluir equipos para eliminar o reducir sustancialmente la concentración de componentes en el gas de escape que pueden ser perjudiciales para la planta de captura de CO<sub>2</sub>, como partículas, NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub>, etc., equipos que son bien conocidos por la persona experta.

En la presente descripción y reivindicaciones, el término "gas de escape" se utiliza para abarcar cualquier gas de procedimiento que es resultado de la combustión de combustibles carbonosos, o un CO<sub>2</sub> que contiene gas como resultado de cualquier procedimiento industrial.

5 El gas de escape que es introducido en la planta de captura de CO<sub>2</sub> se extrae de la interfaz 2 a través de la tubería(s) de extracción de escape 5, 9, opcionalmente a través de un enfriador de gas de escape 6, para el enfriamiento del gas de escape. Se introduce un medio de enfriamiento, agua o cualquier otro medio de enfriamiento conveniente, a través de una tubería de introducción de medio de enfriamiento 7, y se extrae a través de una tubería de extracción de medio de enfriamiento 8. El calor transportado por el medio de enfriamiento puede usarse para cualquier procedimiento que necesite calor a la temperatura en cuestión. La necesidad de la unidad de enfriamiento depende de la temperatura del gas de escape que se introducirá en la planta de captura de CO<sub>2</sub>, es decir, la temperatura en la línea de destilación de gases de escape 5. La temperatura en un gas de escape entrante de una central eléctrica de carbón, o una central eléctrica de turbina de gas, puede ser de aproximadamente 150 a aproximadamente 70 °C, dependiendo del diseño real de la planta. El gas de escape procedente de otras fuentes puede ser más caliente o más frío, dependiendo de la fuente. La presión del gas de escape entrante es normalmente cercana a la presión atmosférica, normalmente ligeramente superior tal como de aproximadamente 101.000 a 1.100.000 (1,01 a 1,1), típicamente de 104.000 Pa (1,04 bar).

20 El gas de escape opcionalmente enfriado en la tubería de gas de escape 9 se introduce en un compresor de gas de escape 10, operado con un motor 11, típicamente un motor eléctrico, y el aire comprimido y por lo tanto se calienta, el gas de escape se extrae a través de una tubería de gas de escape comprimido 12. Preferiblemente, la temperatura de entrada del gas que se introduce en el compresor de gas de escape 10, es de 35 °C o inferior, tal como 25 °C o inferior. La persona experta entenderá que cada vez que un compresor o expansor se menciona en la presente descripción y reivindicaciones, las expresiones abarcan compresores ya sean individuales o expansores o compresores o expansores conectados en serie y/o en paralelo, si no se afirma claramente que las expresiones se usan para describir solo unidades individuales.

25 El gas de escape entrante comprimido y calentado en la tubería 12 se introduce en un intercambiador de calor de gas de escape 13, en el que el gas de escape entrante se enfría contra el gas de escape agotado en CO<sub>2</sub> como se describirá más adelante. El gas de escape se comprime a una presión superior a 500.000 Pa (5 bar), más preferiblemente superior a 800.000 Pa (8 bar), como aproximadamente 1.200.000 Pa (12 bar), para dar una presión parcial alta de CO<sub>2</sub> para una captura eficiente de carbono y para reducir el volumen de gas a tratar. La presión se mantiene preferiblemente por debajo de 2.000.000 Pa (20 bar), ya que esto es suficiente para el uso efectivo del absorbente de carbonato de potasio caliente y se supone que la energía de compresión específica a presiones superiores a 2.000.000 Pa (20 bar) es prohibitivamente alta. La compresión del gas de escape causa el calentamiento del gas de escape. Dependiendo de la temperatura del gas de escape en el compresor y la presión a la que se comprime el gas de escape, la temperatura del gas que sale del compresor 10 es típicamente desde 250 hasta 400 °C.

El intercambiador de calor 13 es un intercambiador de calor de gas/gas para enfriar el gas de escape comprimido y por lo tanto calentado e introducido a través de la tubería de escape comprimido 12 para calentar el CO<sub>2</sub> agotado, o gas de escape pobre.

40 El gas de escape comprimido se enfría en el intercambiador de calor a una temperatura típicamente de 150 a 200 °C, y se extrae a través de una tubería de conexión de gas de escape 14, y se introduce en un intercambiador de calor del rehervidor 15, para generar vapor para un rehervidor 42, que se describe más adelante. Típicamente, el gas de escape intercambia calor contra el agua que circula entre el intercambiador de calor 15 y el rehervidor a una presión elevada. La presión del agua circulante depende de la presión a la que el agua se va a evaporar/condensar. Típicamente, la presión del agua en circulación es de aproximadamente 250.000 Pa (2,5 bar), dando un punto de ebullición/punto de condensación de aproximadamente 128 °C. El agua a evaporar se introduce a través de una tubería de introducción de agua 16, y el vapor o el agua caliente y el vapor es/son extraídos a través de una tubería de extracción de agua 17, ambos conectados preferiblemente a un tambor de vapor 18. Una tubería de retorno de agua del rehervidor 19 está dispuesta para suministrar agua desde un rehervidor 42, ver más abajo, al intercambiador de calor 15, opcionalmente a través del tambor de vapor 18, y una tubería de retorno de vapor del rehervidor 20 está dispuesta para extraer vapor del intercambiador de calor 15 o tambor de vapor 18 y devolver el vapor para generar vapor a partir de un absorbedor de CO<sub>2</sub>, en el rehervidor 42.

55 El gas de escape enfriado en el intercambiador de calor 15 se extrae en una tubería de conexión 21, típicamente a una temperatura de 130 a 140 °C, y se introduce en un segundo intercambiador de calor de gas/gas 22, en el que se enfría adicionalmente el gas de escape, típicamente a una temperatura de aproximadamente 110 a 120 °C, contra gases de escape pobres como se explicará a continuación.

60 El gas de escape entrante enfriado se extrae del intercambiador de calor 22 en una tubería de gas de escape enfriada 23, y se introduce en un absorbedor 30, donde el gas de escape se introduce cerca de la parte inferior del absorbedor, y se lleva en un flujo en contracorriente a un absorbente de CO<sub>2</sub> que se introduce cerca de la parte superior del absorbedor. La persona experta comprenderá que el absorbente 30 comprende preferiblemente una empaquetadura para aumentar la superficie de contacto y el tiempo de contacto entre el absorbente y el gas de escape. El absorbente

de CO<sub>2</sub> actualmente preferido es una solución acuosa de un carbonato, tal como carbonato potásico, que es un eficaz y no tóxico absorbente de CO<sub>2</sub>, especialmente a presiones parciales más altas de CO<sub>2</sub>, como se puede obtener cuando la presión en el absorbedor típicamente es de aproximadamente 8 a aproximadamente 2.000.000 (20 bar).

5 CO<sub>2</sub> el gas de escape agotado se extrae de la parte superior del absorbedor a través de una tubería de gas de escape agotado 31, a una temperatura típicamente de 90 a 100 °C, tal como aproximadamente 95 °C, y se introduce en el segundo intercambiador de calor de gas/gas 22 descrito anteriormente, donde los gases de escape agotados en CO<sub>2</sub>, o pobres, se calientan contra los gases de escape entrantes como se describió anteriormente, a una temperatura de aproximadamente 115 a 125 °C. El gas de escape pobre calentado en el intercambiador de calor 22 se extrae en una tubería de conexión de gas de escape pobre 32, y se introduce en el intercambiador de calor 13 para calentar  
10 adicionalmente a una temperatura de típicamente 230 a 380 °C. El gas de escape pobre calentado en el intercambiador de calor 13 se extrae en una tubería 33 de gas de escape pobre calentado, y se introduce en un expansor de gas de escape pobre, en el que el gas de escape pobre se expande a una presión cercana a la presión atmosférica, lo que da como resultado el enfriamiento de la tubería gas de escape pobre a típicamente 70 a 90 °C. El gas de escape pobre expandido se extrae a través de una línea de gas de escape expandido 36, se introduce en la interfaz 2 y se libera a los alrededores a través de la chimenea 4. La persona experta entenderá que el gas de escape pobre, expandido y enfriado no tiene que ser introducido en la interfaz 2, pero puede ser liberado al entorno por una chimenea separada. Sin embargo, por razones prácticas, la chimenea para la central eléctrica a menudo se usa para liberar el gas de escape pobre.

20 El expansor 34 está conectado preferiblemente al compresor 10, para reducir el trabajo del motor 11 para operar el compresor 10, por ejemplo, a través de un eje común 35 como se ilustra.

El absorbente de CO<sub>2</sub> que tiene absorbido CO<sub>2</sub> se recoge en la parte inferior del absorbedor 30, y se extrae a través de una línea absorbente rica 37 preferiblemente a través de un expansor 38 y/o válvula de control 39 para reducir la presión en el absorbente acuoso para facilitar la desorción o regeneración del absorbente cuando se introduce desde la línea del absorbente rico a través de dicho expansor y/o válvula de control, en un regenerador 40. Típicamente, el  
25 absorbente a regenerar se introduce en el regenerador 40 a una presión de 100.000 a 300.000 Pa (1 a 3 bar), más preferiblemente de 110.000 a 200.000 Pa (1,1 a 2 bar), tal como aproximadamente 120.000 Pa (1,2 bar).

En el interior del regenerador 40 el absorbente después de haber absorbido CO<sub>2</sub>, o absorbente rico, se calienta y se elimina mediante el flujo a contracorriente de vapor que se introduce cerca del fondo del regenerador, mientras que el absorbente rico se introduce cerca de la parte superior del regenerador.

30 El absorbente regenerado o pobre se recoge en el fondo del regenerador 40. Una parte del absorbente pobre se extrae del fondo del regenerador 40 a través de una tubería de extracción del rehervidor 41 y se introduce en un rehervidor 42, calentado al menos hasta parcialmente vaporizado por vapor introducido a través de la tubería de suministro de vapor del rehervidor 20, como se describió anteriormente. El absorbente calentado y parcialmente vaporizado se introduce en el regenerador 40 a través de una tubería de recirculación de rehervidor 43. La persona experta entenderá  
35 que el rehervidor 43 se puede calentar mediante vapor de agua de otras fuentes, o por energía eléctrica, como un suplemento o como un sustituto para el vapor desde el intercambiador de calor del rehervidor 15.

La parte sobrante del absorbente regenerado, es decir, la parte que no está circulando entre el rehervidor y el regenerador, se extrae a través de una tubería de absorbente pobre 44 y se introduce en un tambor de evaporación 45. El vapor liberado en el tambor de evaporación instantánea 45 se extrae a través de una tubería de vapor de evaporación 46 y se introduce en un compresor 47 y el vapor comprimido y por tanto calentado se introduce en la parte inferior del regenerador 40 como gas destilado adicional a través de la tubería 48 de una tubería de vapor de evaporación comprimido. El absorbente pobre líquido enfriado por el evaporador se recoge en la parte inferior del tambor de evaporación 45, se extrae a través de una tubería de absorbente pobre evaporado 49, a través de una bomba 50 y se introduce en el absorbedor 30 como absorbente para absorber CO<sub>2</sub>. La persona experta comprenderá  
45 que los tambores de evaporación conectados en serie y los compresores correspondientes se pueden usar para disminuir el costo de energía. La presión en los tambores de evaporación puede ser reducida a una presión de 10.000 a 50.000 Pa (0,1 a 0,5 bar) inferior a la presión en el regenerador 40, tal como a una presión absoluta de generalmente 60.000 Pa a 110.000 Pa (0,6 bar a 1,1 bar). El vapor generado por la evaporación se comprime a una presión ligeramente más alta, como 10.000 Pa (0,1 bar) más alta que la presión dentro del regenerador, para facilitar la inyección del vapor en el regenerador.

Una corriente de CO<sub>2</sub> y el vapor se extraen del regenerador 40 a través de una tubería de extracción de cabeza 60 en la parte de cabeza del regenerador 40 a una temperatura típicamente de 90 a 100 °C, y se introduce en un enfriador del recuperador 61 en el que el CO<sub>2</sub> y el vapor se enfrían por enfriamiento por contacto directo por flujo a contracorriente de agua de enfriamiento introducida a través de una tubería de agua de enfriamiento 62. El agua es  
55 una combinación de agua de enfriamiento y agua condensada del CO<sub>2</sub> y la corriente de vapor debido al enfriamiento, se separa de una corriente de gas rica en CO<sub>2</sub> dentro del enfriador del recuperador. La corriente de gas rica en CO<sub>2</sub> se extrae a través de una tubería de CO<sub>2</sub> 70, y el agua se extrae a través de una tubería de retorno de agua de enfriamiento 64.

La corriente de gas rica en CO<sub>2</sub> en la tubería 70 se introduce en una unidad de compresión y secado 75 a través de una tubería de extracción de CO<sub>2</sub> 70 a una temperatura típicamente de 60 a 80 °C, tal como aproximadamente 70 a 75 °C, a una presión cercana a la presión en el regenerador 40. La unidad de compresión y secado 75 comprende uno o más compresores 71, 71' y uno o más enfriadores 72, 72', para enfriar el gas comprimido y, por lo tanto, calentado, antes de que el CO<sub>2</sub> comprimido resultante se exporte desde la planta y/o se trate para el uso previsto, a través de una tubería de exportación de CO<sub>2</sub> 73. Los compresores 71, 71' se ilustran aquí por dos compresores, pero la persona experta comprenderá que el número de compresores y los enfriadores correspondientes son una cuestión de diseño, capacidad de los compresores individuales y la presión solicitada del CO<sub>2</sub> en la tubería de exportación de CO<sub>2</sub> 73 y los posibles usos del calor residual generado. En el caso de más de un compresor, los compresores pueden ser operados por un motor de compresor común 74, como se ilustra, o por motores separados.

Una parte sustancial de la energía puesta en la compresión también puede recuperarse como agua caliente o vapor en los enfriadores 72, 72', y el calor puede usarse para cualquier procedimiento conveniente que requiera calor en la presente planta de captura de CO<sub>2</sub>, o para cualquier otro propósito.

El agua de enfriamiento calentada y el condensado extraído del enfriador del recuperador 61 a través de la tubería de retorno 64, típicamente a una temperatura de 3 a 8 °C por debajo de la temperatura en la tubería 60, se introduce en un tambor de evaporación 80 donde el retorno del agua de enfriamiento se separa en una fase gaseosa y una fase líquida por reducción de la presión en el tambor instantáneo en comparación con la presión en el enfriador del recuperador 61. La fase gaseosa se extrae en una tubería de extracción de evaporación 81, se comprime en un compresor 82, y la fase gaseosa comprimida se introduce en el regenerador 40 como vapor de destilación a través de una tubería instantánea 83 comprimida.

La fase líquida en el tambor de evaporación 80, principalmente agua enfriada por evaporación del vapor, se extrae a través de una tubería de extracción instantánea de líquido 84, a través de una bomba 85, y se devuelve como agua de enfriamiento al enfriador del recuperador 61 a través de la tubería de agua de enfriamiento 62.

La Figura 2 es una ilustración más detallada de una realización alternativa del ciclo del agua de enfriamiento para el agua de enfriamiento para el enfriador del recuperador 61, en el que el agua de enfriamiento de retorno se introduce en el tambor de evaporación instantáneo 80, como se describió anteriormente, y la fase gaseosa es extraída y comprimida como se describe anteriormente con referencia a la Figura 1. Sin embargo, la fase líquida se extrae a través de una tubería de conexión 84' y se introduce en un segundo tanque de expansión 80', a una presión menor que en el tanque de evaporación 80, para generar más vapor, que se extrae a través de una segunda línea de evaporación de agua de enfriamiento 81', comprimido en un compresor 82', y extraído del compresor 82' en una tubería de gas comprimido 83'. El gas comprimido en la tubería 83' se combina con el gas comprimido en la línea 83, y se introduce en el regenerador 40 como vapor de destilación.

Dependiendo de la concentración de los compuestos absorbentes, como el carbonato de potasio, en la solución absorbente, la presión parcial de H<sub>2</sub>O en la corriente introducida en el enfriador del recuperador 61 puede ser sustancialmente más baja que el punto de saturación a la temperatura en cuestión. En consecuencia, puede ser necesario agregar agua al circuito para el agua de enfriamiento para el enfriador del recuperador 61. Se puede agregar agua, por ejemplo, a través de la tubería de agua de reposición 86 que introduce agua en la tubería 64, o la tubería de agua de reposición 88, para la introducción de agua en la línea 62. Si la cantidad de agua es lo suficientemente alta como para dar un exceso de agua en dicho circuito de agua de enfriamiento, se puede extraer agua, por ejemplo, a través de la tubería de extracción de agua 87. Esto, junto con la posibilidad de eliminar el agua de la solución absorbente mediante la ebullición adicional en el rehervidor 42, preserva el importante equilibrio general del agua del sistema. El agua para la introducción a través de la línea de maquillaje 86 u 88 puede tomarse de cualquier fuente conveniente de agua de la calidad y pureza requeridas, como agua condensada y eliminada en otras partes de la planta, o agua especialmente preparada para el uso previsto.

La absorción de CO<sub>2</sub> es un procedimiento exotérmico, mientras que la desorción es un procedimiento endotérmico. La energía suministrada al regenerador es necesaria para generar vapor utilizado como gas de destilación para eliminar el CO<sub>2</sub> liberado desde la solución absorbente, para suministrar energía de reacción y para proporcionar algo de calentamiento del absorbente a medida que fluye hacia abajo en el regenerador. En consecuencia, la generación de vapor consume una parte sustancial de la energía requerida para la captura de CO<sub>2</sub>. La reducción del trabajo del rehervidor, que normalmente es responsable de la mayor parte del vapor generado para la regeneración del absorbente, reducirá el costo de energía para la captura de CO<sub>2</sub>. La evaporación del absorbente pobre, la compresión del vapor evaporado y la introducción de este vapor como vapor de destilación en el regenerador se describe en el documento US 4.160.810, de Benson y otros, ya que la importancia de reducir el trabajo del rehervidor se consideraba importante para reducir los costos.

## 55 Ejemplo

Se han realizado cálculos para una planta como se describió anteriormente, con referencia a la Figura 1 y la realización de la evaporación o el agua de enfriamiento para el enfriador del recuperador 61 como se describe con referencia a la Figura 2.

## ES 2 769 047 T3

Los cálculos se realizan sobre la base de un gas de escape entrante de una central eléctrica a carbón en la generación/transformación de 565 MW térmicos, que en base a una eficiencia energética promedio de aproximadamente el 45 % da 254 MWe. 235,8 kg/s de gases de escape, incluidos 53,4 kg/s de CO<sub>2</sub>, es decir, 22,7 % en peso de CO<sub>2</sub> del total de gases de escape, son producidos. La temperatura es de 90 °C. Los cálculos son en base a la captura de 48 kg/s de CO<sub>2</sub>, que proporciona una eficiencia de captura de aproximadamente el 90 %, que es cercana o superior a la eficiencia normalmente especificada de la captura de CO<sub>2</sub> en dichas instalaciones de captura de CO<sub>2</sub>.

En el ejemplo calculado, el gas de escape se enfría de 90 °C a 25 °C en el enfriador de gas de escape 6, lo que da como resultado la condensación de agua que reduce el flujo de masa de gas de escape a 225 kg/s, posteriormente introducido en el compresor 10. El gas de escape enfriado se comprime a 1.200.000 Pa (12 bar) en el compresor 10, dando como resultado una temperatura del gas de escape comprimido de 363 °C en la línea 12, a cuya temperatura y presión se introduce el gas de escape en el intercambiador de calor 13. En el intercambiador de calor 13, el gas de escape entrante de la tubería 12 se enfría a una temperatura de 176 °C, contra el gas de escape pobre introducido a través de la tubería 32. En este procedimiento, el gas de escape pobre se calienta de 118 °C a 348 °C.

El gas de escape entrante se introduce en el intercambiador de calor del rehervidor a una temperatura de 176 °C, y es enfriado allí a una temperatura de 134 °C, para generar 4,5 kg/s de vapor a 128 °C a partir de 4,5 kg/s de agua entrante a 127 °C. El gas de escape que sale del intercambiador de calor 15 se introduce en el intercambiador de calor 22, donde se enfría aún más contra el gas de escape pobre extraído del absorbedor 30, que se introduce en el intercambiador de calor 22 a una temperatura de 96 °C, y se calienta en el intercambiador de calor a una temperatura de 119 °C.

Un absorbente rico de 2545 kg/s a una presión de 1.170.000 Pa (11,7 bar) se extrae del absorbedor en la tubería 37, y la presión se reduce a 130.000 Pa (1,3 bar) como se describe anteriormente, antes de que el absorbente se introduzca en el regenerador 40 para la regeneración.

Una parte sustancial de la energía puesta en el procedimiento de captura de CO<sub>2</sub> está relacionado con la regeneración del absorbente, y varias partes han hecho un gran esfuerzo para reducir el requisito de energía neta en esta parte del procedimiento. El rehervidor es a menudo el principal elemento consumidor de calor de la planta, una unidad que de acuerdo con la presente invención recibe calor, en forma de vapor, del intercambiador de calor del rehervidor 15 a través de las tuberías 19, 20. La condensación de este vapor se produce en el lado caliente del calentador a 128 °C principalmente, para producir condensado a aproximadamente 127 °C. En el lado frío de la nueva caldera, el absorbente se vaporiza parcialmente para producir aproximadamente 4,5 kg/s de vapor. La temperatura de esta mezcla absorbente/vapor es de 110 °C, y la presión es de 131.000 Pa (1,31 bar). La mezcla se introduce en el regenerador 40, donde la fracción de vapor sirve como vapor de destilación. Un vapor de destilación adicional, 44,9 kg/s, y CO<sub>2</sub>, 22,5 kg/s, a una temperatura de 134 °C y una presión de 131.000 Pa (1,31 bar), son generados mediante la evaporación del absorbente pobre en el tanque de evaporación 45 y la compresión del vapor evaporado y CO<sub>2</sub>, a un costo de energía para la compresión de 4 MWe.

El enfriador del recuperador 61 y el ciclo para el agua de enfriamiento al evaporar y comprimir el vapor generado por la evaporación, y la introducción del vapor comprimido como vapor de destilación adicional, proporciona 25 kg/s de vapor a una temperatura de 221 °C y una presión de 131.000 Pa (1,31 bar). Este vapor se introduce en el regenerador como vapor de destilación adicional, a un costo de energía para la compresión y circulación del agua de 7 MWe. La alternativa para obtener los 25 kg/s de vapor sería extraer vapor de la central eléctrica conectada o calentar el rehervidor mediante energía eléctrica, lo que tendría un costo de energía equivalente de 13 MWe y 61 MWe, respectivamente, para la cantidad requerida de vapor.

Una reducción de la demanda de energía suministrada a la planta de captura de CO<sub>2</sub> para la generación del vapor de 25 kg/s generado por la evaporación del agua de enfriamiento del enfriador del recuperador, de 13 MWe a 7 MWe, corresponde a un ahorro correspondiente al 2,5 % de la producción total de energía eléctrica de la planta, o 12,5 % del costo de energía para la captura de CO<sub>2</sub>. Desde un punto de vista económico, este ahorro de energía es muy significativo.

El gas de escape pobre que sale del intercambiador de calor 13 a una temperatura de 348 °C y una presión de 1.130.000 Pa (11,3 bar), se expande sobre el expansor 34, a una presión de 102.000 Pa (1,02 bar), que también reduce su temperatura a 82,4 °C. La compresión en el compresor 10 requiere 80 MW, mientras que el expansor 34 recupera 51 MW, lo que resulta en un costo de energía neto de 29 MW para la compresión. Las cifras en este ejemplo son en base a la eficiencia de los compresores y expansores de estante de un tamaño más moderado que el que se usaría en futuras unidades de captura. Se pueden lograr ahorros de energía significativos mediante el diseño de componentes a medida para este procedimiento a tamaño de central eléctrica completa. Si en este procedimiento se utilizan compresores y expansores con eficiencias comparables a lo que se logra en las turbinas de gas modernas a gran escala, el costo de la energía eléctrica de la separación y compresión del 90 % del CO<sub>2</sub> de una central eléctrica de carbón puede ser tan bajo como 8 - 10 % del calor generado en la central eléctrica, dependiendo del nivel de integración de calor con la central eléctrica. Esto significaría una reducción de la eficiencia de generación de energía eléctrica de toda la planta en este ejemplo del 45 % a alrededor del 35 - 37 %.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de captura de CO<sub>2</sub> de un gas de escape que contiene CO<sub>2</sub>, donde el gas de escape se comprime y luego se enfría antes de que el gas de escape se introduzca en un absorbedor (30), donde el gas de escape entra en contracorriente con una solución absorbente de CO<sub>2</sub> acuosa introducida en el absorbedor (30), para dar un gas de escape pobre que se extrae del absorbedor, se recalienta contra el gas de escape comprimido entrante, y luego se expande y se libera a la atmósfera,
- 5
- donde el absorbente rico habiendo absorbido CO<sub>2</sub>, se recoge en el fondo del absorbedor (30), se extrae del mismo y se introduce en un regenerador (40) en el que el absorbente rico en CO<sub>2</sub> se elimina para liberar CO<sub>2</sub> por flujo de vapor a contracorriente para dar un absorbente pobre, extrayendo vapor y CO<sub>2</sub> de la parte de cabeza del regenerador (40), recogiendo el absorbente pobre en la parte inferior del regenerador (40), extrayendo el absorbente pobre del regenerador (40), dividiendo el absorbente pobre extraído en flujos de dos partes, un primer flujo que es calentado y vaporizado en un calentador (42), e introduciendo el absorbente regenerado en el regenerador (40) como vapor de destilación, y un segundo flujo que se devuelve al absorbente (30) como absorbente pobre,
- 10
- caracterizado porque** la solución absorbente de CO<sub>2</sub> acuosa es una solución acuosa de carbonato de potasio, y porque el vapor y el CO<sub>2</sub> extraído del regenerador (40) se enfría en un enfriador de contacto directo (61) por flujo a contracorriente de agua de enfriamiento, para generar un flujo gaseoso de CO<sub>2</sub> enfriado y vapor que se extrae para la compresión y el secado del CO<sub>2</sub>, y un flujo líquido de agua de enfriamiento y vapor condensado que se extrae y evapora, para dar una fase líquida enfriada que se recicla como agua de enfriamiento para el enfriador de contacto directo (61) para el CO<sub>2</sub> y vapor extraídos, y una fase gaseosa que se comprime y, por lo tanto, se calienta, y se introduce en el regenerador (40) como vapor de destilación.
- 15
2. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el segundo flujo de absorbente pobre se evapora rápidamente para generar vapor que se comprime y se introduce en el regenerador (40) como vapor de destilación.
- 20
3. El procedimiento de la reivindicación 1 o 2, en el que el primer flujo pobre de absorbente pobre introducido en el rehervidor (42) se calienta y se evapora contra el vapor generado en un ciclo de vapor contra el gas de escape entrante comprimido caliente.
- 25
4. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el gas de escape entrante se comprime desde una presión entre 70.000 y 140.000 Pa (0,7 y 1,4 bar), tal como entre 100.000 y 110.000 Pa (1 y 1,1 bar), hasta una presión entre 800.000 y 2.000.000 Pa (8 y 20 bar).
- 30
5. Una planta para la captura de CO<sub>2</sub> de un gas de escape que contiene CO<sub>2</sub>,
- que comprende una tubería o tubos de destilación de escape (5, 9), uno o más compresores de gas de escape (10) para la compresión del gas de escape, una línea de gas de escape comprimido (12) para conducir el gas comprimido a uno o más intercambiadores de calor (13, 22), para enfriar el gas de escape comprimido contra el gas de escape pobre en CO<sub>2</sub>, una tubería de gas de escape enfriado (23) conectado a un absorbedor (30) para la absorción de CO<sub>2</sub> por flujo a contracorriente contra un absorbente líquido, una tubería de gas de escape pobre (31) para la introducción del gas de escape pobre en el (los) intercambiador(es) de calor (22, 13) para el intercambio de calor contra el gas de escape comprimido caliente, una tubería de gas de escape pobre y refrigerado (33) para transferir el gas de escape pobre calentado del intercambiador(es) de calor (22, 13) a una turbina (34) para expandir el gas de escape pobre, una tubería absorbente pobre (49) para la introducción de absorbente pobre en el absorbedor, una tubería absorbente rico (37) para extraer el absorbente rico del absorbedor, la tubería absorbente rico está conectada a un regenerador (40) para la introducción del absorbente rico en el regenerador (40), un rehervidor (42) para generar vapor de destilación, y una tubería de introducción de vapor para introducir el vapor de destilación generado en el regenerador (40), una tubería de extracción de material absorbente pobre (44) conectado a la tubería de material absorbente pobre (49), para extraer el material absorbente pobre para reciclarlo dentro del absorbedor (30), una tubería de extracción de cabeza (60) conectada al regenerador (40) para extraer vapor y CO<sub>2</sub> liberados del absorbente en el regenerador (40),
- 35
- caracterizada porque** la tubería de extracción de cabeza (60) está conectada a un enfriador del recuperador (61), en el que el CO<sub>2</sub> y el vapor se enfrían por enfriamiento de contacto directo contra el agua de enfriamiento, una tubería de extracción de CO<sub>2</sub> (70) para la extracción de una fase gaseosa del enfriador del recuperador (61), y una tubería de extracción de agua (64) para la extracción de agua de enfriamiento y vapor condensado del enfriador del recuperador (61), uno o más tanques de evaporación (80) conectado a la tubería de extracción de agua para evaporar el agua extraída para separar una fase gaseosa y una fase líquida, una línea de reciclaje de agua de enfriamiento para reciclar la fase líquida en el enfriador del recuperador y un compresor (82) para comprimir la fase gaseosa, y una tubería de vapor comprimido (83) para introducirlo en el regenerador como vapor de destilación adicional.
- 40
- 45
- 50
- 55
6. La planta de acuerdo con la reivindicación 5, en la que está dispuesto un tanque de evaporación (45) para evaporar el absorbente pobre extraído en la tubería (44) para generar una fase de vapor y una fase líquida, donde un compresor (47) está dispuesto para comprimir la fase de vapor, y una tubería de evaporación comprimida (48) está dispuesta

para conducir el vapor comprimido al regenerador como vapor de destilación adicional, y la tubería absorbente pobre (49) está dispuesta para introducir la fase líquida como absorbente pobre en el absorbedor.

- 5 7. La planta de acuerdo con la reivindicación 5 o 6, en la que un intercambiador de calor del rehervidor (15) está dispuesto para generar vapor enfriando el gas de escape entrante desde una tubería de conexión de escape (14), y donde una tubería de retorno de vapor del rehervidor (20) está dispuesta para conducir el vapor generado en el calentador (42) para evaporar por calor el absorbente pobre en el mismo.



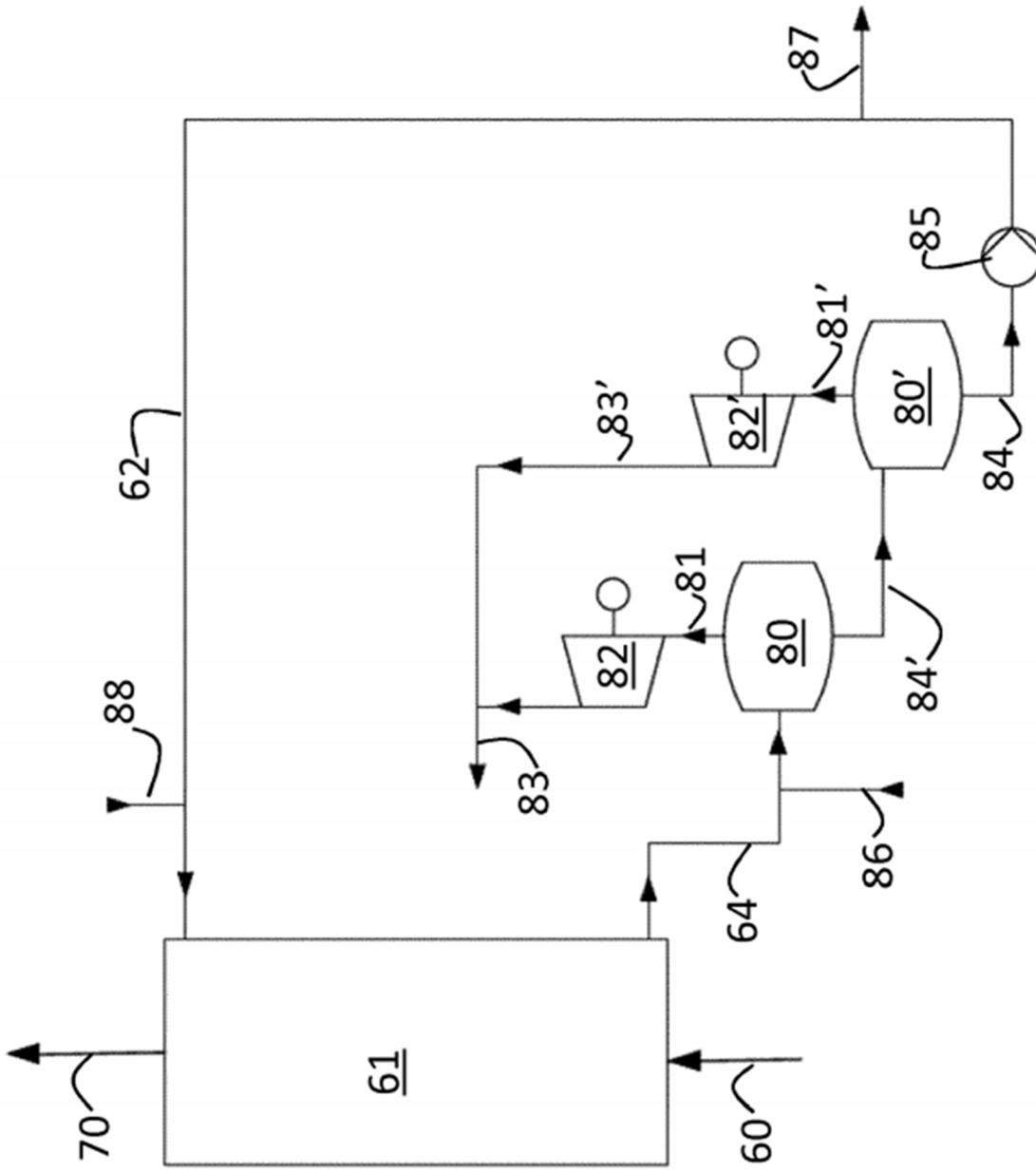


Figura 2