



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 345 689**

51 Int. Cl.:

F25J 3/02 (2006.01)

C01B 31/20 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **08100748 .6**

96 Fecha de presentación : **22.01.2008**

97 Número de publicación de la solicitud: **1953486**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **06.08.2008**

54 Título: **Purificación de dióxido de carbono.**

30 Prioridad: **23.01.2007 US 656914**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
29.09.2010

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
29.09.2010

73 Titular/es: **Air Products and Chemicals, Inc.**
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, Pennsylvania 18195-1501, US

72 Inventor/es: **White, Vincent y**
Allam, Rodney John

74 Agente: **Elzaburu Márquez, Alberto**

ES 2 345 689 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

Purificación de dióxido de carbono.

5 La presente invención se refiere a un proceso y a un aparato para la purificación de dióxido de carbono (“CO₂”) líquido impurificado que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno (“O₂”) y monóxido de carbono (“CO”). El proceso y el aparato tienen aplicación particular en la recuperación de dióxido de carbono a partir de dióxido de carbono gas residual, por ejemplo gases de combustión de un proceso de combustión oxifuel o gas residual procedente de un proceso de absorción de hidrógeno (“H₂”) por golpe de presión (“PSA” del inglés “pressure swing absorption”).

10 Existe una necesidad urgente por desarrollar nuevos procesos para la producción de energía eléctrica a partir de combustibles fósiles, combustibles carbonosos o combustibles hidrocarbonados, con captura de dióxido de carbono. Los nuevos procesos idealmente deberían ser más eficientes y económicos que los procesos existentes. En este contexto se están considerando los procesos de combustión oxifuel.

15 En la combustión oxifuel se somete a combustión un combustible con oxígeno puro con una recirculación opcional de gases de combustión enfriados o de vapor o de agua para moderar la temperatura de la llama. La eliminación de la masa de nitrógeno de la combustión produce un gas de combustión neto que tiene una elevada concentración de dióxido de carbono tras enfriamiento y condensación del agua.

20 Un proceso de combustión oxifuel está diseñado idealmente para su uso en una caldera de carbón pulverizado convencional para la generación de vapor, usada en la producción de energía eléctrica. El uso de la combustión oxifuel en una caldera de carbón pulverizado produce un gas de combustión neto que, tras enfriamiento y condensación del vapor de agua contenido, normalmente comprende entre aproximadamente un 65% y aproximadamente un 95% molar de dióxido de carbono, y hasta aproximadamente un 5% de oxígeno, siendo el resto mayoritariamente nitrógeno y argón. El oxígeno, el nitrógeno y el argón se denominan en la presente memoria “gases contaminantes”.

25 La masa de oxígeno de los gases de combustión procede del exceso de oxígeno requerido para la combustión completa del carbón. El oxígeno sobrante procede del aire que se filtra a la caldera y de la sección de convección. El nitrógeno y el argón de los gases de combustión proceden de la alimentación de oxígeno para la combustión de carbón, que normalmente tiene una pureza en oxígeno de 90% molar a 99,6% molar, y habitualmente de 95% molar a 97% molar, y de las filtraciones de aire a la caldera y en la sección de convección.

30 En los gases de combustión también hay presentes impurezas tales como gases ácidos y otras impurezas derivadas del carbón y del proceso de combustión. Las impurezas incluyen dióxido de azufre, trióxido de azufre, fluoruro de hidrógeno, cloruro de hidrógeno, óxido nítrico, dióxido de nitrógeno, mercurio, etc. La cantidad total de dichas impurezas en los gases de combustión (tras lavado y secado) depende de la composición del combustible y de las condiciones de combustión.

35 Los gases de combustión deben purificarse antes de que el dióxido de carbono de los gases de combustión pueda ser almacenado, por ejemplo, en formaciones geológicas. En relación a esto, los componentes solubles en agua tal como el trióxido de azufre, el cloruro de hidrógeno y el fluoruro de hidrógeno, normalmente son eliminados de los gases de combustión por contacto directo con agua, que no solo elimina dichos componentes por lavado sino que también enfría los gases de combustión y condensa el vapor de agua. El dióxido de azufre y los óxidos de nitrógeno pueden eliminarse durante la compresión del dióxido de carbono a presión de línea, tal como se describe en la solicitud de patente de EE.UU. N° 11/287640, presentada el 28 de noviembre de 2005. Este proceso también elimina el mercurio que pueda haber presente en el dióxido de carbono.

40 La presión de línea de dióxido de carbono normalmente estará entre aproximadamente 100 bar y aproximadamente 250 bar (de 10 MPa a 25 MPa), que está bastante por encima de la presión crítica del dióxido de carbono. Preferiblemente, la masa de gases contaminantes es eliminada para reducir la potencia requerida para comprimir el dióxido de carbono y para asegurar que no se producen condiciones de flujo bifásico en la conducción o en la formación geológica en la que se va a almacenar el dióxido de carbono.

45 La presencia de oxígeno puede originar problemas cuando se pretende usar el dióxido de carbono para operaciones intensificadas de recuperación de crudo de petróleo o de gas, debido a la posibilidad de oxidación que provoque problemas de corrosión en el equipamiento subterráneo. Las especificaciones típicas de pureza del dióxido de carbono serían un nivel máximo de contaminantes de 3% molar y, en el caso del uso del dióxido de carbono para recuperación intensificada de crudo de petróleo, el contenido máximo de oxígeno normalmente será de 100 ppm o inferior, incluso tan bajo como 1 ppm.

50 La tecnología actual para la siguiente etapa de purificación de dióxido de carbono usa una técnica en la que los gases contaminantes son eliminados de la corriente de dióxido de carbono sin refinar pre-purificado, secado y comprimido, a una presión de aproximadamente 30 bar (3 MPa) mediante enfriamiento del dióxido de carbono hasta una temperatura muy próxima al punto de congelación del dióxido de carbono, en donde la presión parcial de dióxido de carbono está entre aproximadamente 7 bar y aproximadamente 8 bar (de 700 kPa a 800 kPa). El gas residual que contiene aproximadamente un 25% molar de dióxido de carbono es separado y venteadado tras calentamiento y

ES 2 345 689 T3

expansión para producir energía eléctrica. Este proceso sencillo da como resultado una recuperación de dióxido de carbono de aproximadamente el 90%. El proceso de combustión oxifuel mejorará considerablemente si se pudieran alcanzar de forma económica recuperaciones de dióxido de carbono muy elevadas, por ejemplo por encima del 97%.

5 La tecnología actual para suministrar dióxido de carbono procedente de combustión oxifuel de un combustible fósil a una zona de almacenamiento geológico se basa en la compresión a una línea de presión habitualmente entre aproximadamente 100 bar y aproximadamente 250 bar (de 10 MPa a 25 MPa). Una tecnología alternativa para fuentes de emisión de dióxido de carbono más pequeñas, o donde la conducción podría ser demasiado cara, es licuar el dióxido de carbono y transportar el dióxido de carbono a una presión inferior a su presión crítica en forma líquida, por ejemplo,
10 en un carguero marítimo de gran tamaño. El proceso de combustión oxifuel mejoraría significativamente si el proceso de purificación de dióxido de carbono pudiera producir de forma económica un producto de dióxido de carbono líquido en lugar de una corriente de dióxido de carbono supercrítico a temperatura cercana a la ambiente para el suministro a la línea de transporte.

15 Un objetivo importante para la captura de carbono es un sistema de producción de electricidad oxifuel es proporcionar un método para tratar el dióxido de carbono sin purificar para eliminar nitrógeno y argón y reducir la concentración de oxígeno hasta menos de 100 ppm, preferiblemente con un bajo consumo de energía y una elevada recuperación de dióxido de carbono. La recuperación de dióxido de carbono (en base al dióxido de carbono del total de los gases de combustión) idealmente debería ser superior al 97%. Adicionalmente, si el producto de dióxido de carbono purificado
20 se produce como una corriente líquida de baja temperatura a una presión inferior a su presión crítica, se facilita su transporte como líquido o como fluido supercrítico hasta una zona de almacenamiento de dióxido de carbono.

Un método adicional de captura de dióxido de carbono procedente de combustibles fósiles es convertir el combustible fósil en una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno denominada gas de síntesis (o "syngas") mediante reformado catalítico con vapor de agua; mediante oxidación parcial; mediante reformado catalítico calentado con gas; o mediante cualquier combinación de estos procesos conocidos, seguido de una reacción de desplazamiento de monóxido de carbono y agua para producir un producto gaseoso netamente rico en hidrógeno que contiene dióxido de carbono como principal impureza. Estos procesos tienen lugar a elevadas presiones, normalmente entre aproximadamente 20 bar y 70 bar (de 2 MPa a 7 MPa).
30

Se debe separar el hidrógeno del resto de impurezas tales como metano y monóxido de carbono. El monóxido de carbono también debe separarse y purificarse. Un método de purificación preferido consiste en usar un proceso de adsorción por golpe de depresión ("PSA") multi-lecho para producir hidrógeno puro. Una unidad de PSA típica, que opere a una presión de 25 bar (2,5 MPa), tendría una recuperación típica de aproximadamente 85% a aproximadamente 90%
35 de hidrógeno en el gas de alimentación. La composición del gas residual, típicamente a una presión de aproximadamente 1,2 bar a aproximadamente 1,5 bar (de 120 kPa a 150 kPa), depende del método usado para producir el gas a partir del combustible fósil. Por ejemplo, el gas residual de PSA procedente de una alimentación producida en un reformador catalítico de vapor/gas natural comprendería normalmente al menos aproximadamente un 60% molar de dióxido de carbono, junto con cantidades menores de hidrógeno, metano, monóxido de carbono y vapor de agua. En este caso, el objetivo sería reducir los niveles de monóxido de carbono y de metano por debajo de 100 ppm.
40

La Figura 1 muestra un diagrama de flujo de un proceso de la técnica anterior para la eliminación de gases contaminantes de dióxido de carbono sin purificar producido en un proceso de combustión oxifuel. El proceso se describe en "Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geological Formations - Results from the CO₂ Capture Project" (Capture and Separation of Carbon Dioxide from Combustion Sources; Volumen 1; Capítulo 26; páginas 451-475; Elsevier).
45

En la Figura 1, la separación del dióxido de carbono se lleva a cabo en una planta de procesamiento de baja temperatura que usa refrigeración de dióxido de carbono para enfriar el gas alimento de dióxido de carbono sin purificar hasta una temperatura aproximadamente a 2°C de la temperatura de congelación del dióxido de carbono. En ese punto se produce una separación de fases del gas no condensado, y la fase gas, que contiene aproximadamente un 25% molar de dióxido de carbono y aproximadamente un 75% molar de gases contaminantes, se separa, se calienta y se somete a expansión para producir electricidad antes de ser venteadado a la atmósfera.
50

El proceso separa los gases contaminantes del dióxido de carbono a una temperatura de -54,5°C en un punto cercano a la temperatura de congelación de la mezcla gas de alimento, en donde la presión de vapor del dióxido de carbono es 7,4 bar (740 kPa). El trabajo de refrigeración es proporcionado por la evaporación de dos corrientes de dióxido de carbono líquido a niveles de presión de 8,7 bar y 18,1 bar (de 870 kPa a ~1,8 MPa) en los cambiadores de calor E101 y E102. Las dos corrientes gaseosas de dióxido de carbono resultantes se alimentan a los compresores de dióxido de carbono, K101 y K102, que normalmente serán etapas de un compresor multietapa.
60

En la Figura 1, se somete a combustión una corriente alimento 130 de combustible carbonoso con una corriente alimento 132 de oxígeno en una unidad de combustión oxifuel R101 para producir un corriente 134 de gases de combustión, cuyo calor se usa para generar vapor en una central eléctrica (no mostrada). La corriente 134 se divide en una parte principal (corriente 138) y una parte menor (corriente 136). La corriente 138 se recicla a la unidad de combustión oxifuel R101. La corriente 136 de gases de combustión se lava con agua en un recipiente de contacto gas-líquido C105 para eliminar los componentes solubles en agua y producir gases de combustión lavados. Se alimenta una corriente 142 de agua al recipiente C105 y se retira de él una corriente 144 de agua que comprende los compuestos
65

ES 2 345 689 T3

solubles en agua procedentes de los gases de combustión para proporcionar una corriente 146 de gas dióxido de carbono sin purificar (que comprende aproximadamente un 73% molar de dióxido de carbono).

5 La corriente 146 se comprime en el compresor K105 para producir la corriente 1 de gases de combustión lavados a una presión de aproximadamente 30 bar (3 MPa), que se seca hasta un punto de rocío inferior a -60°C en un par de secadores con desecante regenerado térmicamente C103 para producir una corriente 2 de gas dióxido de carbono residual seco. La corriente 2 es enfriada mediante intercambio de calor indirecto en el cambiador de calor E101 hasta aproximadamente -23°C para producir una corriente 3 de dióxido de carbono gaseoso sin purificar que es alimentada a una vasija de separación de fases C101, en la que se separa para producir un primer líquido enriquecido en dióxido de carbono y un primer vapor que contiene la mayoría de los gases contaminantes.

15 Se reduce la presión de una corriente 4 de primer líquido enriquecido en dióxido de carbono en la válvula V101 hasta aproximadamente 18 bar (1,8 MPa) para producir una corriente 5 de primer líquido enriquecido en dióxido de carbono de presión reducida que es vaporizada por intercambio de calor indirecto en un cambiador de calor E101 para proporcionar refrigeración y para producir una corriente 6 de primer gas enriquecido en dióxido de carbono.

20 Una corriente 7 de primer vapor procedente del separador de fases C101 es enfriada mediante intercambio de calor indirecto en el cambiador de calor E102 hasta -54,5°C para producir una corriente 8 de fluido parcialmente condensado que es alimentado a una segunda vasija de separación de fases C102 en donde se separa en un segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono y en un segundo vapor que contiene la mayoría de los gases contaminantes restantes.

25 Se calienta una corriente 13 de segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono hasta una temperatura de aproximadamente -51°C mediante intercambio de calor indirecto en un cambiador de calor E102 para producir una corriente 14 de segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono calentada cuya presión es reducida a 8,7 bar (870 kPa) en la válvula V102 para producir una corriente 15 de segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono de presión reducida. Se vaporiza la corriente 15 y se calienta mediante intercambio de calor indirecto en los cambiadores de calor E101, E102 para proporcionar refrigeración y producir una corriente 16 de segundo gas enriquecido en dióxido de carbono. El calentamiento inicial de la corriente 13 en el cambiador de calor E102 es crítico para evitar la congelación del segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono al reducir la presión desde aproximadamente 30 bar (3 MPa).

30 Se calienta una corriente 9 de segundo vapor procedente del separador de fases C102 mediante intercambio de calor indirecto hasta temperatura ambiente en los cambiadores de calor E101, E102 para producir una corriente 10 de segundo gas calentado que es calentada mediante intercambio de calor indirecto en el precalentador E103 hasta aproximadamente 300°C para producir una corriente 11 de segundo gas precalentado. Se somete a expansión la corriente 11 en la turbina K103 para producir energía y entonces se ventea a la atmósfera una corriente 12 de gas residual que comprende aproximadamente un 25% molar de dióxido de carbono y la mayoría de los gases contaminantes.

35 Se comprime la corriente 16 en la primera etapa K102 de un compresor centrífugo multietapa de dióxido de carbono para producir una corriente 17 de gas dióxido de carbono comprimido a una presión de aproximadamente 18 bar (1,8 MPa). Se extrae el calor de compresión de la corriente 17 en un sistema de refrigeración E104 usando agua como refrigerante. Se combina una corriente 18 de gas dióxido de carbono comprimido enfriado con la corriente 6, y la corriente combinada se comprime aún más en la segunda etapa o etapas adicional(es) K101 del compresor para producir una corriente 19 de gas dióxido de carbono comprimido adicionalmente a una presión de aproximadamente 110 bar (11 MPa). La concentración de dióxido de carbono en la corriente 19 es de aproximadamente 96% molar. El calor de compresión es extraído de la corriente 19 en un sistema de refrigeración posterior E105 usando agua de alimentación de la caldera y/o condensado de la caldera como refrigerante, calentando con ello el agua de alimentación de la caldera y/o el condensado de la caldera y produciendo una corriente 20 de gas dióxido de carbono comprimido adicionalmente y enfriado a la presión de la conducción, por ejemplo a aproximadamente 110 bar (11 MPa).

40 Para mayor simplicidad, los cambiadores de calor E101 y E102 se muestran en la Figura 1 como cambiadores de calor separados. Sin embargo, como apreciará el especialista en la técnica, los cambiadores de calor E101 y E102 normalmente, en realidad, formarían parte del cambiador de calor principal con corrientes de alimento que entran y corrientes producto que salen en las localizaciones termodinámicamente más eficaces. El principal cambiador de calor E101, E102 normalmente es un cambiador de calor de placas multi-corriente, preferiblemente fabricado en aluminio.

45 La Tabla 1 es una tabla de balance de calor y de materia para el proceso mostrado en la Figura 1.

60

65

TABLA 1

Corriente Número	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura	24,83	24,83	-22,66	-22,66	-30,87	11,21	-22,66	-54,50	-54,50	11,21
Presión	30	30	29,8	29,8	18,12636	18,02636	29,8	29,7	29,7	29,65
Caudal	140,49	140,40	140,40	27,73	27,73	27,73	112,67	112,67	37,75	37,75
Composición										
CO ₂	72,7633	72,8651	72,8651	97,6055	97,6055	97,6055	67,3695	67,3695	24,7546	24,7546
N ₂	18,9694	18,9959	18,9959	1,5014	1,5014	1,5014	22,8819	22,8819	53,4392	53,4392
Ar	2,6956	2,6994	2,6994	0,3712	0,3712	0,3712	3,2165	3,2165	6,9090	6,9090
O ₂	5,4316	5,4392	5,4392	0,5218	0,5218	0,5218	6,5314	6,5314	14,8960	14,8960
H ₂ O	0,1396	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	4,9674	4,9743	4,9743	0,6929	0,6929	0,6929	5,9254	5,9254	12,0859	12,0859
NO ₂	0,0043	0,0043	0,0043	0,0210	0,0210	0,0210	0,0006	0,0006	0,0000	0,0000
Corriente Número	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperatura	300,00	20,07	-54,50	-42,85	-55,50	11,21	69,17	25,00	195,10	43,00
Presión	29,65	1,1	29,7	29,65	8,743321	8,543321	18,12636	18,02636	110	110
Caudal	37,75	37,75	74,92	74,92	74,92	74,92	74,92	74,92	102,65	102,65
Composición										
CO ₂	24,7546	24,7546	95,2747	95,2747	95,2747	95,2747	95,2747	95,2747	95,9012	95,9012
N ₂	53,4392	53,4392	2,8723	2,8723	2,8723	2,8723	2,8723	2,8723	2,5038	2,5038
Ar	6,9090	6,9090	0,7986	0,7986	0,7986	0,7986	0,7986	0,7986	0,6837	0,6837
O ₂	14,8960	14,8960	1,0542	1,0542	1,0542	1,0542	1,0542	1,0542	0,9111	0,9111
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	12,0859	12,0859	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,5692	1,5692
NO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0063	0,0063

ES 2 345 689 T3

El proceso mostrado en la Figura 1 produce dióxido de carbono purificado que tiene una concentración de dióxido de carbono de aproximadamente 96% molar y que contiene aproximadamente un 0,9% molar de oxígeno con una recuperación de dióxido de carbono de aproximadamente el 89%.

5 El concepto general de usar una destilación para purificar el dióxido de carbono producido en un proceso de combustión oxifuel no es nuevo. A este respecto, Allam y col. ("A Study of the Extraction of CO₂ from the Flue Gas of a 500 MW Pulverized Coal Fired Boiler", Allam y Spilisbury; Energy Consers. Mgmt; Volumen 33; Número 5-8, páginas 373-378; 1992) describe un proceso para purificar dióxido de carbono procedente de un proceso de combustión oxifuel usando una destilación para purificar el dióxido de carbono para eliminar las impurezas "pesadas" (tales como dióxido de azufre y dióxido de nitrógeno), y gases contaminantes que incluyen oxígeno, nitrógeno y argón.

10 En Allam y col., el sistema de dióxido de carbono está integrado con una unidad de separación de aire ("ASU" del inglés "air separation unit"), usando la expansión de las corrientes de nitrógeno y de oxígeno para proporcionar refrigeración para el proceso de licuefacción de dióxido de carbono. El proceso recircula parte de la corriente que contiene oxígeno separado del dióxido de carbono a la caldera, tomando una corriente de purga en este punto para evitar que se formen contaminantes. Se usa una columna de rectificación en el extremo frío para eliminar los contaminantes más ligeros de la corriente de dióxido de carbono. Una segunda columna, también en el extremo frío, elimina el dióxido de azufre y los óxidos de nitrógeno de la corriente de dióxido de carbono resultante.

15 Adicionalmente, la idea general de que se puede usar una columna de destilación para eliminar el oxígeno del dióxido de carbono producido en un proceso de combustión oxifuel ha sido descrito por los Inventores en un artículo titulado "Purification of Oxyfuel-Derived CO₂ for Sequestration or EOR" presentado en la conferencia 8th Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-8), Trondheim, en junio de 2006. Sin embargo, no se proporcionan detalles en relación a cómo podría implementarse la idea general.

20 Otra técnica anterior incluye el documento GB-A-2151597 (Duckett; publicado en 1985) que describe un proceso para usar membranas para concentrar una corriente de alimentación con bajo contenido en dióxido de carbono de tal modo que pueda purificarse usando separación de fases. El objetivo es preparar dióxido de carbono líquido para su venta, más que recuperar el máximo posible de dióxido de carbono de un proceso de combustión y, consecuentemente, la recuperación de dióxido de carbono respecto al alimento es muy baja, de aproximadamente el 70%.

25 El documento GB-A-2151597 describe el uso de la corriente de alimentación de dióxido de carbono para proporcionar calor al recalentador de la columna de destilación. El documento GB-A-2151597 también describe el uso de una fuente de refrigeración externa para proporcionar el líquido requerido para que el proceso de destilación funcione.

30 El documento US-A-4602477 (Lucadamo; publicado en julio de 1986) describe un proceso para tomar una corriente residual de hidrocarburos y aumentar su valor separándola en una corriente de hidrocarburos ligeros, una corriente de hidrocarburos pesados y una corriente residual de dióxido de carbono. La presencia de dióxido de carbono en la corriente disminuye el valor energético y económico del gas. El proceso usa una unidad de membrana de dióxido de carbono para llevar a cabo una eliminación final del dióxido de carbono del producto de hidrocarburos ligeros, además de una etapa de destilación llevada a cabo a baja temperatura.

35 El objetivo del proceso descrito en US-A-4602477 no es producir dióxido de carbono de alta pureza, si no eliminar el dióxido de carbono de la corriente de hidrocarburos. La etapa de destilación produce la corriente de dióxido de carbono como una corriente secundaria procedente de una columna de rectificación que tiene un condensador. El proceso también usa una columna de desorción para purificar la corriente de hidrocarburos pesados.

40 El documento US-A-4977745 (Heichberger; publicado en diciembre de 1990) describe un proceso para purificar una corriente de alimentación que tiene una pureza de dióxido de carbono superior a aproximadamente el 85% molar. La corriente residual de alta presión es calentada y expandida para recuperar energía, pero se usa una fuente de refrigeración externa para licuar el dióxido de carbono.

45 El documento EP-A-0964215 (Novakand y col.; publicado en diciembre de 1999) describe la recuperación de dióxido de carbono de un proceso que usa dióxido de carbono para congelar comida. El proceso incluye el uso de una columna de destilación para recuperar el dióxido de carbono. La corriente de alimentación de dióxido de carbono a la columna se utiliza en el recalentador antes de ser alimentada a la columna en forma de reflujo.

50 El documento US-A-4952223 (Kirshnamurthy y col.; publicado en agosto de 1990) describe un proceso de licuefacción de dióxido de carbono en el que la recuperación de dióxido de carbono es mejorada haciendo pasar el gas de venteo a un sistema PSA para producir una corriente recirculada enriquecida en dióxido de carbono y una corriente de venteo agotada en dióxido de carbono.

55 De acuerdo con un primer aspecto de la invención, se proporciona un método para eliminar un primer contaminante seleccionado entre oxígeno y monóxido de carbono de dióxido de carbono líquido impuro, comprendiendo dicho método:

60 separar dicho dióxido de carbono líquido impuro en un sistema de columna de separación por transferencia de materia para producir un primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono; y

ES 2 345 689 T3

llevar a ebullición una porción de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto con un fluido de dióxido de carbono no purificado para producir un vapor enriquecido en dióxido de carbono para dicho sistema de columna y un fluido de dióxido de carbono sin purificar enfriado;

5 en donde dicho dióxido de carbono líquido impuro tiene una concentración mayor de dióxido de carbono que dicho dióxido de carbono gaseoso no purificado y deriva de dicho fluido de dióxido de carbono sin purificar enfriado mediante:

10 el enfriamiento adicional de al menos una porción de dicho fluido de dióxido de carbono sin purificar enfriado por intercambio de calor indirecto para producir un fluido de dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado; y

15 la separación de fases de al menos una porción de dicho fluido de dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado para producir dicho dióxido de carbono líquido impuro y vapor agotado en dióxido de carbono, y

20 en donde todo el trabajo de refrigeración requerido por el método es proporcionado internamente mediante intercambio de calor indirecto entre las corrientes del proceso, siendo proporcionada al menos una porción de dicha refrigeración por la vaporización del líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono o dióxido de carbono líquido derivado del mismo por intercambio de calor indirecto, y

25 la presión de operación de dicho sistema de columna es reducida hasta aproximadamente la presión de operación de dicho sistema de columna sin formar dióxido de carbono sólido antes de alimentar dicho dióxido de carbono líquido impuro a dicho sistema de columna.

30 La invención tiene aplicación particular en el método para recuperar dióxido de carbono de gas dióxido de carbono contaminado que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno y dióxido de carbono, y al menos aproximadamente un 60% molar de dióxido de carbono. Para esta aplicación, el método comprende:

35 combinar al menos una porción del alimento de gas dióxido de carbono contaminado con el primer gas comprimido enriquecido en contaminantes recirculado de una etapa más avanzada del proceso para producir gas dióxido de carbono sin purificar;

40 enfriar al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono sin purificar mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir un fluido de dióxido de carbono sin purificar;

45 separar el dióxido de carbono líquido impuro que comprende dicho primer contaminante en un sistema de columna de separación por transferencia de materia para producir un primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono;

llevar a ebullición una porción de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto con al menos una porción de dicho fluido de dióxido de carbono sin purificar para producir vapor enriquecido en dióxido de carbono para dicho sistema de columna y fluido de dióxido de carbono sin purificar enfriado;

50 enfriar adicionalmente al menos una porción de dicho fluido de dióxido de carbono sin purificar enfriado mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir fluido de dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado;

55 producir una separación de fases de al menos una porción de dicho fluido de dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado para producir dicho dióxido de carbono líquido impuro y vapor agotado en dióxido de carbono;

60 alimentar al menos una porción de dicho dióxido de carbono líquido impuro a dicho sistema de columna para separación;

65 dividir una porción de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono en una primera parte y al menos una parte adicional;

expandir dicha primera parte para producir una primera parte expandida a una primera presión;

vaporizar dicha primera parte expandida mediante intercambio indirecto de calor, normalmente con al menos una corriente de proceso, para proporcionar una porción del trabajo de refrigeración requerido por el método y producir gas dióxido de carbono;

expandir la al menos una parte adicional para producir al menos una parte adicional expandida que tenga una presión que sea superior a dicha primera presión;

ES 2 345 689 T3

vaporizar la(s) parte(s) adicional(es) expandida(s) mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para proporcionar al menos una porción del trabajo de refrigeración restante requerido por el método y producir gas dióxido de carbono;

5 calentar al menos una porción de dicho primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir un primer gas enriquecido en contaminantes calentado;

10 comprimir al menos una porción de dicho primer gas enriquecido en contaminantes calentado para producir dicho primer gas enriquecido en contaminantes comprimido para recircular a dicha alimentación de gas dióxido de carbono contaminado; y

15 comprimir dichos gases dióxido de carbono para formar gas dióxido de carbono comprimido, siendo la presión de operación de dicho sistema de columna inferior a la presión de dicho dióxido de carbono líquido impuro, y siendo la presión de dicho dióxido de carbono líquido impuro reducida hasta aproximadamente la presión de operación de dicho sistema de columna sin formación de dióxido de carbono sólido antes de alimentar dicho dióxido de carbono líquido impuro a dicho sistema de columna.

20 Normalmente hay otros contaminantes presentes en el dióxido de carbono líquido impuro. Por ejemplo, si el método se usa para recuperar dióxido de carbono a partir de gases de combustión producidos en un proceso de combustión oxifuel, los otros contaminantes normalmente incluyen oxígeno, nitrógeno y argón; óxidos de azufre (por ejemplo, dióxido de azufre); y óxidos de nitrógeno (por ejemplo, óxido nítrico y dióxido de nitrógeno). Si el método se usa para recuperar dióxido de carbono procedente de gas residual producido en un proceso PSA de hidrógeno, los otros contaminantes incluyen normalmente hidrógeno; monóxido de carbono; nitrógeno; metano y argón. El método de

25 la presente invención preferiblemente también elimina la masa de estos otros contaminantes del dióxido de carbono líquido impuro.

30 El dióxido de carbono gaseoso sin purificar típicamente comprende al menos aproximadamente un 60% molar de dióxido de carbono, y normalmente no comprende más de un 90% molar de dióxido de carbono. En las realizaciones preferidas, el dióxido de carbono gaseoso sin purificar comprende entre al menos aproximadamente un 65% molar y aproximadamente un 90% molar de dióxido de carbono, por ejemplo entre aproximadamente un 70% molar y aproximadamente un 75% molar.

35 El dióxido de carbono líquido impuro típicamente comprende al menos aproximadamente un 90% molar de dióxido de carbono, y normalmente no comprende más de aproximadamente un 99% molar. En las realizaciones preferidas, el dióxido de carbono líquido impuro comprende entre aproximadamente el 95% y aproximadamente el 99% molar de dióxido de carbono.

40 El dióxido de carbono líquido impuro deriva del dióxido de carbono fluido sin purificar enfriado. El método además comprende:

45 enfriar adicionalmente al menos una porción de dicho dióxido de carbono fluido sin purificar enfriado mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir dióxido de carbono fluido sin purificar parcialmente condensado; y

50 someter a separación de fases al menos a una porción de dicho dióxido de carbono fluido sin purificar parcialmente condensado para producir dicho dióxido de carbono líquido impuro y vapor agotado en dióxido de carbono.

55 La(s) presión(es) de operación del sistema de columna es(son) inferior(es) a la presión del dióxido de carbono líquido impuro. Por tanto, la presión del dióxido de carbono líquido impuro se reduce hasta aproximadamente la presión de operación del sistema de columna sin formar dióxido de carbono sólido antes de alimentar el dióxido de carbono líquido impuro al sistema de columna.

60 Se puede lograr evitar la formación de dióxido de carbono sólido durante la reducción de presión calentando el dióxido de carbono líquido impuro mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, antes de reducir la presión. Por ejemplo, en las realizaciones de los ejemplos, el dióxido de carbono líquido impuro se calienta hasta aproximadamente -30°C.

65 Al menos una porción de todas las necesidades de refrigeración requeridas por el método de la presente invención es proporcionada mediante la vaporización de una porción del líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto con al menos una corriente del proceso, preferiblemente después de la expansión.

El método normalmente comprende expandir al menos una primera parte del líquido enriquecido en dióxido de carbono para producir una primera parte expandida a una primera presión; y vaporizar la primera parte expandida mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para proporcionar una porción de las necesidades de refrigeración requeridas por el método y producir gas dióxido de carbono.

ES 2 345 689 T3

La primera presión normalmente se encuentra entre aproximadamente la presión del punto triple correspondiente al dióxido de carbono, es decir 5,18 bar (518 kPa), y aproximadamente 15 bar (1,5 MPa), y preferiblemente no es superior a aproximadamente 6 bar (600 kPa).

5 El método comprende preferiblemente:

expandir al menos una parte adicional de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir al menos una parte adicional expandida que tenga una presión superior a dicha primera presión;

10 vaporizar al menos una porción de la al menos una parte adicional expandida mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para proporcionar al menos una porción del resto de necesidades de refrigeración requeridas por el método y producir gas dióxido de carbono. Por ejemplo, la al menos una parte adicional expandida puede usarse para proporcionar al menos una porción de las necesidades de refrigeración requeridas para enfriar el gas dióxido de carbono sin purificar para producir el dióxido de
15 carbono fluido sin purificar.

La(s) presión(es) de la al menos una parte adicional expandida normalmente se encuentra(n) por encima de la presión del punto triple del dióxido de carbono y hasta aproximadamente 20 bar (2 MPa). En algunas realizaciones, sólo hay una parte adicional que es expandida hasta una segunda presión que normalmente está entre por encima de la presión del punto triple correspondiente al dióxido de carbono y hasta aproximadamente 20 bar (2 MPa), preferiblemente
20 entre aproximadamente 12 bar y aproximadamente 18 bar (de 1,2 MPa a 1,8 MPa), por ejemplo aproximadamente 15 bar (1,5 MPa). En otras realizaciones, hay otras dos partes adicionales, siendo expandida una parte a la segunda presión y siendo expandida la otra parte a una tercera presión que mayor que la primera presión y menor que la segunda presión. Normalmente, la tercera presión se encuentra entre por encima de la presión del punto triple del dióxido de
25 carbono y aproximadamente 20 bar (2 MPa), preferiblemente entre aproximadamente 8 bar y aproximadamente 14 bar (de 800 kPa a 1,4 MPa), por ejemplo aproximadamente 10 bar (1 MPa).

En las realizaciones preferidas, la mayoría, es decir por encima del 50%, de todas las necesidades de refrigeración requeridas por el método de la presente invención es proporcionada por la vaporización del líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono, normalmente después de una(s) reducción(es) de presión adecuada(s). Preferiblemente al menos el 75%, y más preferiblemente al menos el 90% de todas las necesidades de refrigeración es proporcionado por dicha vaporización.
30

Todas las necesidades de refrigeración requeridas por el método se proporcionan internamente, es decir, sin el uso de un refrigerante externo, mediante intercambio de calor indirecto entre corrientes de proceso.
35

La expresión “necesidades de refrigeración” se refiere sólo a las necesidades de refrigeración sub-ambientales, es decir las necesidades de refrigeración por debajo de temperatura ambiente, y excluye las necesidades de enfriamiento a una temperatura ambiental o por encima de ambiental.
40

El(los) gas(es) de dióxido de carbono producido(s) mediante intercambio de calor indirecto con al menos una corriente de proceso tras proporcionar refrigeración pueden ser comprimidos en un tren de compresión de dióxido de carbono hasta la presión de línea, por ejemplo entre aproximadamente 100 bar y aproximadamente 250 bar (de 10 MPa a 25 MPa).
45

Normalmente se calienta al menos una porción del vapor agotado en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto con al menos una corriente de proceso, por ejemplo hasta temperatura ambiente, para producir gas agotado en dióxido de carbono. Al menos una porción del gas agotado en dióxido de carbono puede calentarse mediante intercambio de calor indirecto y a continuación ser sometido a expansión para producir energía y gas agotado en dióxido de carbono expandido que normalmente es venteado a la atmósfera. Típicamente, todos los contaminantes son finalmente venteados en el gas agotado en dióxido de carbono expandido debido a la recirculación del primer gas enriquecido en contaminantes.
50

En las realizaciones preferidas, el método comprende:

55 calentar al menos una porción del vapor agotado en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir gas agotado en dióxido de carbono;

60 precalentar al menos una porción del gas agotado en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto para producir gas agotado en dióxido de carbono precalentado; y

someter a expansión al menos una porción del gas agotado en dióxido de carbono precalentado para producir gas agotado en dióxido de carbono expandido;

65 en donde al menos una porción del calor requerido para precalentar el gas agotado en dióxido de carbono es proporcionado por la recuperación del calor de compresión del gas dióxido de carbono contaminado.

ES 2 345 689 T3

En las realizaciones preferidas, el dióxido líquido impuro es alimentado al sistema de columna en una localización de la parte superior, o cercana, de la columna o de cada columna.

Las realizaciones preferidas del método comprenden:

5 calentar al menos una porción de dicho primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir un primer gas enriquecido en contaminantes calentado;

10 comprimir al menos una porción de dicho primer gas enriquecido en contaminantes calentado para producir un primer gas enriquecido en contaminantes comprimido;

15 combinar al menos una porción de dicho primer gas enriquecido en contaminantes comprimido con un gas alimento de dióxido de carbono contaminado para formar dicho gas dióxido de carbono sin purificar; y

20 enfriar al menos una porción de dicho gas dióxido de carbono sin purificar mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, antes de producir dicha ebullición en el sistema de columna. Al menos una porción del calor de compresión procedente del primer gas enriquecido en contaminantes comprimido puede ser eliminada mediante intercambio de calor indirecto con un refrigerante, preferiblemente agua, antes de combinarse con gas dióxido de carbono contaminado.

25 El método puede aplicarse a recuperar dióxido de carbono de cualquier corriente de gas residual que comprenda al menos aproximadamente un 60% molar de dióxido de carbono. Sin embargo, el método tiene aplicación particular en la recuperación de dióxido de carbono procedente de gases de combustión generados en un proceso de combustión oxifuel o de gas residual procedente de un proceso PSA de hidrógeno.

 En algunas realizaciones, el primer contaminante es oxígeno. En dichas realizaciones, el dióxido de carbono líquido impuro puede ser producido a partir de los gases de combustión generados en un proceso de combustión oxifuel.

30 Los gases de combustión de un proceso de combustión oxifuel normalmente son generados quemando un combustible seleccionado del grupo que consiste en combustible carbonoso; combustible hidrocarbonoso; y mezclas de los mismos, en presencia de oxígeno puro. Los gases de combustión normalmente son lavados con agua para eliminar al menos la mayoría de los contaminantes solubles en agua y para enfriar el gas. Los gases de combustión lavados resultantes son comprimidos normalmente para formar gases de combustión comprimidos que a continuación son
35 normalmente secados para formar al menos parte del gas dióxido de carbono sin purificar.

 La etapa de lavado normalmente tiene lugar en un recipiente de contacto gas-líquido en contracorriente tal como una columna de lavado.

40 Los gases de combustión lavados son comprimidos hasta la presión de operación del sistema de secado de gases. En las realizaciones en las que el sistema de secado de gases está constituido por al menos un secador de desecante, la presión de operación normalmente se encuentra entre aproximadamente 10 bar y aproximadamente 50 bar (de 1 MPa a 5 MPa), y preferiblemente entre aproximadamente 25 bar y aproximadamente 35 bar (de 2,5 MPa a 3,5 MPa), por ejemplo aproximadamente 30 bar (3 MPa). Se puede recuperar el calor de compresión de los gases de
45 combustión comprimidos para precalentar el gas agotado en dióxido de carbono antes de someterlo a expansión y venteo.

50 El método descrito en el documento USSN 11/287.640 puede integrarse con el método de la presente invención para eliminar al menos una porción de uno o más contaminantes seleccionados del grupo que consiste en dióxido de azufre y NO_x (es decir, óxido nítrico y dióxido de nitrógeno) del gas dióxido de carbono en el tren de compresión del dióxido de carbono. A este respecto, el método de la presente invención además comprende:

55 comprimir gases de combustión, o gas derivados de los mismos, hasta presión(es) elevada(s), normalmente entre aproximadamente 10 bar a aproximadamente 50 bar (de 1 MPa a 5 MPa);

 mantener dichos gases de combustión a dicha presión elevada en presencia de oxígeno y agua y, cuando se quiere eliminar el dióxido de azufre y/o los NO_x, durante un tiempo suficiente para convertir el dióxido de azufre en ácido sulfúrico y/o los NO_x en ácido nítrico; y

60 separar el ácido sulfúrico y/o el ácido nítrico de los gases de combustión para producir gas dióxido de carbono sin purificar libre de dióxido de azufre y limpio de NO_x, que normalmente es alimentado a continuación al sistema de secado de gases tras nueva compresión hasta la presión de operación del mismo, si es necesario. Una ventaja de estas realizaciones es que el mercurio presente en el gas enriquecido en dióxido de carbono también es eliminado.

65 Cuando el gas dióxido de carbono sin purificar comprende SO₂ y NO_x, el método preferiblemente comprende convertir el SO₂ en ácido sulfúrico a una primera presión elevada, y convertir los NO_x en ácido nítrico a una segunda presión elevada que es superior a la primera presión elevada. Una porción de los NO_x se pueden convertir en ácido

ES 2 345 689 T3

nítrico a la primera presión elevada. Por ejemplo, si la concentración de SO₂ de alimento es suficientemente baja, podría producirse más ácido nítrico que ácido sulfúrico a la primera presión elevada.

En estas realizaciones, el método normalmente comprende:

- 5 lavar los gases de combustión, o los gases derivados de los mismos, con agua a dicha primera presión elevada en un primer dispositivo de contacto gas/líquido en contracorriente para producir gas dióxido de carbono libre de SO₂ y una disolución acuosa de ácido sulfúrico;
- 10 comprimir al menos una porción del gas dióxido de carbono libre de SO₂ hasta la segunda presión elevada; y
- 15 lavar al menos una porción del gas dióxido de carbono libre de SO₂ con agua a la segunda presión elevada en un segundo dispositivo de contacto gas/líquido en contracorriente para producir gas dióxido de carbono libre de SO₂ y limpio de NO_x, y una disolución acuosa de ácido nítrico. A continuación se alimenta al menos una porción del gas dióxido de carbono libre de SO₂ y limpio de NO_x, tras una compresión adicional opcional si es necesario, al sistema de secado de gases para su secado y producir así dicho gas dióxido de carbono contaminado.

20 Normalmente se recircula al menos una porción de la disolución acuosa de ácido sulfúrico al primer dispositivo de contacto gas/líquido, opcionalmente después de bombear y/o enfriar. Normalmente se recircula al menos una porción de la disolución acuosa de ácido nítrico al segundo dispositivo de contacto gas/líquido, opcionalmente después de bombear y/o enfriar.

25 La primera presión elevada normalmente se encuentra entre 10 bar y 20 bar (de 1 MPa a 2 MPa) y preferiblemente es de aproximadamente 15 bar (1,5 MPa). Cuando se comprime el dióxido de carbono gas a la primera presión elevada, dicha compresión es preferiblemente adiabática. La segunda presión elevada se encuentra normalmente entre 25 bar y 35 bar (de 2,5 MPa a 3,5 MPa) y preferiblemente es de aproximadamente 30 bar (3 MPa).

30 Las realizaciones del presente método en el que el primer contaminante es oxígeno pueden incorporarse al método descrito en el documento USSN 11/656.913 presentado el 23 de enero de 2007, cuya descripción se incorpora a la presente memoria a modo de referencia. A este respecto, el método de la presente invención puede comprender:

35 someter a combustión un combustible seleccionado entre combustible carbonoso; combustible hidrocarbonoso; y mezclas del mismo, en presencia de oxígeno en una unidad de combustión oxifuel para producir gases de combustión que comprenden dióxido de carbono;

calentar al menos una porción del vapor agotado en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir gas agotado en dióxido de carbono;

40 separar el dióxido de carbono de al menos una porción del gas agotado en dióxido de carbono mediante difusión a través de al menos una membrana permeable en un sistema de separación de membranas para producir gas dióxido de carbono y gas de venteo separados; y

45 alimentar al menos una porción del gas dióxido de carbono separado procedente del sistema de separación de membranas a la unidad de combustión oxifuel para reducir la temperatura de combustión. El gas de venteo puede someterse a expansión para producir energía y a continuación ser venteado a la atmósfera.

50 En otras realizaciones, el primer contaminante es monóxido de carbono. En dichas realizaciones, el dióxido de carbono líquido impuro puede ser producido a partir de gas residual procedente de un proceso PSA de hidrógeno.

El combustible carbonoso (por ejemplo, carbón) o el combustible hidrocarbonoso (por ejemplo, metano o gas natural) puede ser convertido en gas de síntesis mediante reformado catalítico con vapor de agua; oxidación parcial; reformado catalítico calentado con gas; o cualquier combinación de dichos procesos.

55 El gas de síntesis puede ser sometido a reacción de desplazamiento con agua para producir gas enriquecido en hidrógeno que comprende dióxido de carbono como componente principal. Normalmente estos procesos tienen lugar a una presión entre aproximadamente 20 bar y aproximadamente 70 bar (de 2 MPa a 7 MPa).

60 Se puede separar el hidrógeno del gas enriquecido en hidrógeno mediante un sistema de PSA, normalmente en una unidad de PSA multi-lecho. Un sistema de PSA normalmente opera a aproximadamente 25 bar (2,5 MPa). La composición de la corriente de gas residual del sistema de PSA depende del combustible utilizado, pero normalmente comprende al menos aproximadamente un 60% molar de dióxido de carbono con cantidades menores de hidrógeno, metano, monóxido de carbono y agua.

65 El sistema de columna de separación por transferencia de materia normalmente comprende una única columna de destilación (o desorción). La columna normalmente es operada a una presión inferior a la presión del fluido dióxido de carbono sin purificar. A este respecto, la presión de operación de la columna normalmente se encuentra entre aproximadamente 5 bar y aproximadamente 50 bar (de 500 kPa a 5 MPa) y, preferiblemente, entre aproximadamente 14 bar

ES 2 345 689 T3

y aproximadamente 18 bar (de 1,4 MPa a 1,8 MPa), por ejemplo aproximadamente a 16 bar (1,6 MPa). La presión del fluido dióxido de carbono sin purificar normalmente se encuentra entre aproximadamente 15 bar y aproximadamente 60 bar (de 1,5 MPa a 6 MPa) y, preferiblemente, entre aproximadamente 25 bar y aproximadamente 35 bar (de 2,5 MPa a 3,5 MPa), por ejemplo aproximadamente 30 bar (3 MPa).

5 De acuerdo con un segundo aspecto de la presente invención, se proporciona un aparato para eliminar un primer contaminante seleccionado entre oxígeno y monóxido de carbono del dióxido de carbono líquido impuro mediante un método del primer aspecto, aparato que comprende:

10 un sistema de columna de separación por transferencia de materia para separar el dióxido de carbono líquido impuro para producir un primer vapor de cabeza enriquecido en contaminante y un líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono;

15 un calderín para llevar a ebullición el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto con fluido dióxido de carbono sin purificar para producir un vapor enriquecido en dióxido de carbono para el sistema de columna y un fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado;

20 un cambiador de calor para enfriar aún más el fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado mediante intercambio de calor indirecto, normalmente con al menos una corriente de proceso, para producir fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado;

25 un sistema de conductos para alimentar el fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado procedente del calderín al cambiador de calor;

un separador de fases para producir la separación de fases del fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado para producir el dióxido de carbono líquido impuro y vapor agotado en dióxido de carbono;

30 un sistema de conductos para alimentar el fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado procedente del intercambiador de calor al separador de fases;

un primer sistema de reducción de presión para reducir la presión del dióxido de carbono líquido impuro para producir dióxido de carbono líquido impuro de presión reducida;

35 un sistema de conductos para alimentar dióxido de carbono líquido impuro procedente del separador de fases al primer sistema de reducción de presión;

un sistema de conductos para alimentar el dióxido de carbono líquido impuro de presión reducida procedente del primer sistema de reducción de presión al sistema de columna;

40 un segundo sistema de reducción de presión para expandir el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a una primera presión;

45 un sistema de conductos para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente del sistema de columna al segundo sistema de reducción de presión;

un sistema de conductos para alimentar el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a la primera presión desde el segundo sistema de reducción de presión hasta el cambiador de calor para su vaporización para proporcionar refrigeración;

50 El calderín puede estar localizado bien en el sistema de columna (por ejemplo en el sumidero de la columna) o bien fuera del sistema de columna conectado mediante un sistema de conductos adecuado, tal como se conoce en la técnica.

55 Un “sistema” para llevar a cabo una función particular es un dispositivo o dispositivos adaptado y construido para llevar a cabo dicha función. En este sentido, un “sistema de conductos” es cualquier forma de conducto adecuada para transferir el fluido relevante entre las partes indicadas del aparato. Un ejemplo de sistema de conductos adecuado es al menos una tubería o pieza de tubería. Sin embargo, un “sistema de conductos” también puede comprender otro aparato cuando sea apropiado. Por ejemplo, el sistema de conductos para alimentar dióxido de carbono líquido impuro procedente del separador de fases hasta el primer sistema de reducción de presión puede comprender:

60 un sistema de conductos para alimentar dióxido de carbono líquido impuro desde el separador de fases hasta el cambiador de calor para su calentamiento para proporcionar dióxido de carbono líquido impuro calentado;

65 al menos un paso de fluido en el cambiador de calor; y

un sistema de conductos para alimentar dióxido de carbono líquido impuro calentado procedente del cambiador de calor hasta el primer sistema de reducción de presión.

ES 2 345 689 T3

El aparato comprende:

5 un segundo sistema de reducción de presión para expandir el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir un líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a una primera presión;

un sistema de conductos para alimentar el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente del sistema de columna al segundo sistema de reducción de presión; y

10 un sistema de conductos para alimentar el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a la primera presión procedente del segundo sistema de reducción de presión al cambiador de calor para su vaporización para proporcionar refrigeración.

El aparato comprende:

15 un tercer sistema de reducción de presión para expandir el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a una segunda presión que es superior a la primera presión;

20 un sistema de conductos para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente del sistema de columna al tercer sistema de reducción de presión; y

25 un sistema de conductos para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a la segunda presión procedente del tercer sistema de reducción de presión al cambiador de calor para su vaporización para proporcionar refrigeración. El sistema de conductos para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono puede alimentar dicho líquido directamente desde el sistema de columna o desde otro sistema de conductos que transporte dicho fluido.

En determinadas realizaciones preferidas, el aparato comprende preferiblemente:

30 un cuarto sistema de reducción de presión para expandir líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a una tercera presión que es superior a la primera presión e inferior a la segunda presión;

35 un sistema de conductos para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente del sistema de columna al cuarto sistema de reducción de presión; y

40 un sistema de conductos para alimentar el líquido enriquecido en dióxido de carbono expandido a la tercera presión procedente del cuarto sistema de reducción de presión al cambiador de calor para su vaporización para proporcionar refrigeración. El sistema de conductos para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente del sistema de columna al cuarto sistema de reducción de presión puede alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono directamente desde el sistema de columna o desde otro sistema de conductos que transporte dicho fluido.

El aparato preferiblemente comprende:

50 un sistema de conductos para alimentar el primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes procedente del sistema de columna al cambiador de calor para su calentamiento para proporcionar un primer gas enriquecido en contaminantes calentado;

55 un sistema compresor de recirculación para comprimir el primer gas enriquecido en contaminantes calentado para producir un primer gas enriquecido en contaminantes comprimido;

un sistema de conductos para alimentar el primer gas enriquecido en contaminantes calentado procedente del cambiador de calor al sistema compresor de recirculación;

60 un sistema de conductos para combinar el primer gas enriquecido en contaminantes comprimido procedente del sistema compresor de recirculación con gas dióxido de carbono contaminado para formar gas dióxido de carbono sin purificar;

65 un sistema de conductos para alimentar el gas dióxido de carbono sin purificar procedente del sistema de conductos combinando dichos gases contaminados con el cambiador de calor para su enfriamiento para proporcionar fluido dióxido de carbono sin purificar; y

un sistema de conductos para alimentar fluido dióxido de carbono sin purificar procedente del cambiador de calor al calderín.

ES 2 345 689 T3

El “sistema compresor de recirculación” normalmente es un compresor de una única etapa, habitualmente con un refrigerador posterior. Por tanto, el sistema de conductos para combinar los gases contaminados puede comprender:

5 un refrigerador posterior para eliminar el calor de compresión del primer gas enriquecido en contaminantes comprimido mediante intercambio indirecto de calor con un refrigerante, normalmente agua, para producir un primer gas enriquecido en contaminantes comprimido enfriado;

10 un sistema de conductos para alimentar el primer gas enriquecido en contaminantes comprimido procedente del sistema compresor de recirculación al refrigerador posterior;

15 un sistema de conductos para combinar el primer gas enriquecido en contaminantes comprimido enfriado procedente del refrigerador posterior con el gas dióxido de carbono contaminado.

En las realizaciones en las que el gas dióxido de carbono contaminado deriva de gases de combustión producidos en un proceso de combustión oxifuel, el aparato puede comprender:

20 una unidad de combustión oxifuel para quemar un combustible seleccionado del grupo que consiste en combustible carbonoso; combustible hidrocarbonoso; y mezclas de los mismos, en presencia de oxígeno para producir gases de combustión que comprenden dióxido de carbono;

25 un sistema de conductos para recircular una porción de los gases de combustión hacia la unidad de combustión oxifuel;

un recipiente de contacto gas-líquido para lavar al menos una parte de la porción restante de los gases de combustión con agua para eliminar los componentes solubles en agua y producir gases de combustión lavados;

30 un sistema de conductos para alimentar los gases de combustión procedentes de la unidad de combustión oxifuel al recipiente de contacto gas-líquido;

un sistema compresor de gases de combustión para comprimir los gases de combustión lavados para producir gases de combustión comprimidos;

35 un sistema de conductos para alimentar los gases de combustión lavados procedentes del recipiente de contacto gas-líquido al sistema compresor de gases de combustión;

un sistema de secado de gases para secar los gases de combustión comprimidos para producir gas dióxido de carbono contaminado;

40 un sistema de conductos para alimentar gases de combustión comprimidos procedentes del sistema compresor de gases de combustión al sistema de secado de gases; y

un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono contaminado, o un gas derivado del mismo, al calderín.

45 El “sistema compresor de gases de combustión” normalmente es un compresor centrífugo de una única etapa o de etapas múltiples, o es una o más etapas de un compresor centrífugo de etapas múltiples con refrigeración intermedia opcional.

En las realizaciones en las que el primer contaminante es oxígeno, el aparato puede comprender:

50 un sistema de conductos para alimentar vapor agotado en dióxido de carbono procedente del separador de fases al cambiador de calor para su calentamiento para producir gas agotado en dióxido de carbono;

55 un sistema de separación por membranas que comprende al menos una membrana permeable para separar dióxido de carbono procedente de gas agotado en dióxido de carbono mediante difusión a través de dicha(s) membrana(s) para producir gas dióxido de carbono separado y gas de venteo;

60 un sistema de conductos para alimentar gas agotado en dióxido de carbono procedente del cambiador de calor al sistema de separación por membranas;

una unidad de combustión oxifuel para quemar un combustible seleccionado del grupo que consiste en combustible carbonoso; combustible hidrocarbonoso; y mezclas de los mismos, en presencia de oxígeno para producir gases de combustión que comprenden dióxido de carbono; y

65 un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono separado procedente del sistema de separación por membranas a la unidad de combustión oxifuel.

ES 2 345 689 T3

En las realizaciones en las que el gas dióxido de carbono residual son gases de combustión producidos en un proceso de combustión oxifuel, el aparato normalmente comprende:

- 5 un recipiente de contacto gas-líquido para lavar al menos una porción de dichos gases de combustión con agua para eliminar los componentes solubles en agua y producir gases de combustión lavados;
- un sistema de conductos para alimentar gases de combustión procedentes de la unidad de combustión oxifuel al recipiente de contacto gas-líquido;
- 10 un primer sistema compresor para comprimir los gases de combustión lavados para producir gases de combustión comprimidos;
- un sistema de conductos para alimentar gases de combustión lavados procedentes del recipiente de contacto gas-líquido al primer sistema compresor;
- 15 un sistema de secado de gases para secar los gases de combustión comprimidos para producir gas dióxido de carbono contaminado;
- 20 un sistema de conductos para alimentar gases de combustión comprimidos procedentes de dicho primer sistema compresor a dicho sistema de secado de gas; y
- un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono contaminado, o un gas derivado del mismo, al cambiador de calor.

25 En las realizaciones que incluyen la eliminación de uno o más contaminantes seleccionados del grupo que consiste en SO_2 y NO_x procedente de gas dióxido de carbono sin purificar, dicho aparato puede comprender:

- 30 al menos un dispositivo de contacto gas/líquido en contracorriente para lavar gases de combustión con agua a presión elevada en presencia de oxígeno y, cuando se va a eliminar el SO_2 y los NO_x , durante un tiempo suficiente para convertir el SO_2 a ácido sulfúrico y/o los NO_x a ácido nítrico;
- un sistema de conductos para alimentar gases de combustión a presión elevada procedentes de dicho primer sistema compresor a el(los) dispositivo(s) de contacto respectivo(s); y
- 35 un(os) sistema(s) de conductos para recircular la disolución acuosa de ácido sulfúrico y/o la disolución acuosa de ácido nítrico a el(los) dispositivo(s) de contacto respectivo(s).

40 En las realizaciones en las que el primer sistema compresor es un compresor multietapa, el aparato puede comprender:

- 45 un primer compresor para comprimir gases de combustión, o un gas derivado de los mismos, hasta una primera presión elevada;
- un sistema de conductos para alimentar gases de combustión, o un gas derivado de los mismos, a dicho primer compresor;
- 50 un primer dispositivo de contacto gas/líquido en contracorriente para lavar los gases de combustión con agua a la primera presión elevada durante un tiempo suficiente para producir gas dióxido de carbono libre de SO_2 y una disolución acuosa de ácido sulfúrico;
- un sistema de conductos para alimentar gases de combustión comprimidos a la primera presión elevada procedentes del primer compresor al primer dispositivo de contacto gas/líquido;
- 55 un sistema de conductos para recircular una disolución acuosa de ácido sulfúrico a la primera columna de contacto gas/líquido;
- un segundo compresor para comprimir gas dióxido de carbono libre de SO_2 a una segunda presión elevada que es superior a la primera presión elevada;
- 60 un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono libre de SO_2 desde el primer dispositivo de contacto gas/líquido en contracorriente al segundo compresor;
- un segundo dispositivo de contacto gas/líquido en contracorriente para lavar gas dióxido de carbono libre de SO_2 con agua a la segunda presión elevada durante un tiempo suficiente para producir gas dióxido de carbono libre de SO_2 y bajo en NO_x y una disolución acuosa de ácido nítrico;
- 65 un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono libre de SO_2 a la segunda presión elevada procedente del segundo compresor al segundo dispositivo de contacto gas/líquido;

ES 2 345 689 T3

un sistema de conductos para recircular la disolución acuosa de ácido nítrico al segundo dispositivo de contacto gas/líquido; y

un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono libre de SO₂ y bajo en NO_x procedente de dicho segundo dispositivo de contacto gas/líquido en contracorriente a dicho sistema de secado de gases. Preferiblemente, el primer compresor y el segundo compresor son etapas de un sistema compresor de dióxido de carbono multietapa.

Un “sistema de reducción de presión” normalmente es una válvula de reducción de presión y el primer sistema de reducción de presión, así como el segundo, el tercero y el cuarto, preferiblemente son válvulas de reducción de presión separadas.

En las realizaciones para la purificación de gas residual procedente de un sistema de PSA de hidrógeno, el aparato puede comprender:

un sistema de PSA de hidrógeno para separar gas hidrógeno sin purificar que comprende dióxido de carbono y monóxido de carbono para producir gas hidrógeno y gas dióxido de carbono residual que comprende monóxido de carbono;

un segundo sistema compresor para comprimir gas dióxido de carbono residual para producir gas dióxido de carbono residual comprimido;

un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono residual procedente del sistema de PSA de hidrógeno al segundo sistema compresor;

un sistema de secado de gases para secar gas dióxido de carbono residual comprimido para producir gas dióxido de carbono residual secado;

un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono residual comprimido al sistema de secado de gases; y

un sistema de conductos para alimentar gas dióxido de carbono residual secado, o un gas derivado del mismo, al calderín.

Habitualmente el cambiador de calor es un cambiador de calor de placas multi-corriente que tiene una pluralidad de pasos de fluido en los que la(s) corriente(s) fría(s) están en contracorriente con respecto a la(s) corriente(s) caliente(s). Es deseable que las corrientes de alimentación entren y que las corrientes producto salgan del cambiador de calor principal normalmente por las localizaciones termodinámicamente más eficientes. Normalmente el cambiador de calor está hecho de aluminio.

La presente invención se describirá ahora únicamente a modo de ejemplo y en referencia a las figuras. Respecto a las figuras:

Figura 1: es una representación esquemática (diagrama de flujo) de un proceso de la técnica anterior para recuperar dióxido de carbono a partir de los gases de combustión generados en un proceso de combustión oxifuel;

Figura 2: es una representación esquemática (diagrama de flujo) de las realizaciones de la presente invención en las que las necesidades de refrigeración son proporcionadas por dos corrientes de líquido enriquecido en dióxido de carbono expandido; y

Figura 3: es una representación esquemática (diagrama de flujo) de las realizaciones de la presente invención en las que las necesidades de refrigeración son proporcionadas por tres corrientes de líquido enriquecido en dióxido de carbono expandido.

Gran parte de la realización del proceso de la presente invención mostrado en la Figura 2 es similar al proceso de la técnica anterior mostrado en la Figura 1. Ambos procesos son para la recuperación de dióxido de carbono de gases de combustión generados en un proceso de combustión oxifuel en una central eléctrica (no mostrado). La principal diferencia entre el proceso de la técnica anterior de la Figura 1 y el proceso mostrado en la Figura 2 es que se ha eliminado el separador de fases C101 de la Figura 1 y que se ha añadido una columna de destilación (o desorción) C104.

En referencia a la Figura 2, una corriente 101 de gas residual, tal como la corriente 1 del proceso de la técnica anterior de la Figura 1 que comprende aproximadamente un 73% molar de dióxido de carbono, se alimenta a un par de desecadores con desecante C103 regenerados térmicamente en los que es secada para producir una corriente 102 de gas dióxido de carbono contaminada. La corriente 102 se combina con una corriente 117 de gas enriquecido con oxígeno comprimido recirculado desde una etapa posterior (ver más adelante) para formar una corriente 103 de gas dióxido de carbono sin purificar. La corriente 103 se enfría mediante intercambio de calor indirecto en un cambiador de calor E101 con una corriente 125 de líquido enriquecido en dióxido de carbono a una presión de aproximadamente

ES 2 345 689 T3

14,4 bar (~1,4 MPa) (ver más adelante) para producir una corriente 104 de dióxido de carbono gaseoso sin purificar y una corriente 126 de gas enriquecido en dióxido de carbono.

5 La corriente 104 se alimenta al calderón E106 para llevar a ebullición el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono en la columna C104 para producir vapor enriquecido en dióxido de carbono para la columna C104 y una corriente 105 de gas dióxido de carbono sin purificar enfriado, una porción de la cual puede ser condensada. La corriente 105 se enfría aún más en un cambiador de calor E102 mediante intercambio de calor indirecto para producir una corriente 106 de gas dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado. Toda la corriente 106 es alimentada a un recipiente de separación de fases C102 de extremo frío, que opera a aproximadamente -54°C, en
10 donde se separa en un vapor agotado en dióxido de carbono y dióxido de carbono líquido impuro.

Una corriente 107 del vapor agotado en dióxido de carbono es calentada hasta temperatura ambiente en los cambiadores de calor E102 y E101 mediante intercambio de calor indirecto para producir una corriente 108 de gas agotado en dióxido de carbono que es calentado mediante intercambio de calor indirecto en el pre-calentador E103 para producir
15 una corriente 109 de gas agotado en dióxido de carbono calentado a aproximadamente 300°C y aproximadamente 30 bar (3 MPa). La corriente 109 se somete a expansión en la turbina K103 para producir energía y una corriente 110 de gas agotado en dióxido de carbono expandido que es venteado a la atmósfera. La corriente 110 comprende aproximadamente un 25% molar de dióxido de carbono, aproximadamente un 53% molar de nitrógeno, aproximadamente un 7% molar de argón, aproximadamente un 15% molar de oxígeno y aproximadamente 13 ppm de óxido nítrico.
20

Una corriente 111 del líquido dióxido de carbono impuro que comprende aproximadamente un 95% molar de dióxido de carbono, un 1,1% molar de oxígeno y aproximadamente un 3,7% molar de nitrógeno y argón, es retirada del separador de fases C102, calentada hasta aproximadamente -30°C mediante intercambio de calor indirecto en el cambiador de calor E102 para producir una corriente 112 de líquido dióxido de carbono impuro calentado y a
25 continuación es expandida desde aproximadamente 30 bar hasta aproximadamente 16 bar en la válvula V103 para producir una corriente 113 de líquido dióxido de carbono impuro expandido, que es alimentada a la parte superior de la columna C104.

El líquido dióxido de carbono impuro que comprende aproximadamente un 1% molar de oxígeno es separado en la columna C104 para producir vapor de cabeza enriquecido en oxígeno y líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono. La acción del proceso de desorción es reducir la concentración de oxígeno en el dióxido de carbono extraído de la columna hasta no más de 10 ppm, y los niveles de nitrógeno y argón a aproximadamente 280 ppm. El líquido de fondo se lleva a ebullición mediante intercambio de calor indirecto con dióxido de carbono gaseoso sin purificar en el calderón E106 (ver más arriba) para proporcionar un vapor enriquecido en dióxido de carbono para la columna.
30
35

El vapor de cabeza enriquecido en dióxido de carbono contiene aproximadamente un 69% de dióxido de carbono, un 6,9% de oxígeno y un 24,1% de nitrógeno más argón. La concentración de dióxido de carbono es demasiado alta para permitir que este vapor sea venteado. Por tanto, una corriente 114 de vapor de cabeza enriquecido en oxígeno es calentada mediante intercambio de calor indirecto con dióxido de carbono gaseoso sin purificar para enfriar en los cambiadores de calor E102 y E101 para producir una corriente 115 de gas enriquecido en oxígeno calentado. La corriente 115 se comprime desde aproximadamente 16 bar (1,6 MPa) hasta aproximadamente 30 bar (3 MPa) en el compresor K104 para producir una corriente 116 de gas enriquecido en oxígeno comprimido y el calor de compresión es retirado mediante intercambio de calor indirecto con un refrigerante, normalmente agua, en el refrigerador posterior E107 para producir la corriente 117 de gas enriquecido en oxígeno comprimido, que es recirculada a la corriente 102 (véase más arriba). El resultado de recircular la corriente 117 es que la porción completa de los gases separados finalmente es descargada de la turbina K103 y venteada a la atmósfera como corriente 110.
40
45

Una corriente 118 del líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono se divide en dos porciones, la corriente 119 y la corriente 124. La refrigeración para el proceso es proporcionada en parte por la expansión de la corriente 119 hasta una presión de aproximadamente 5,6 bar (560 kPa) en la válvula V102 para producir una corriente 120 de líquido enriquecido en dióxido de carbono expandido, y a continuación se vaporiza y se calienta la corriente 120 en los cambiadores de calor E102 y E101, produciendo con ello una corriente 121 de gas enriquecido en dióxido de carbono. Se proporciona refrigeración adicional expandiendo la corriente 124 hasta una presión de aproximadamente 14,4 bar (~1,4 MPa) en la válvula V101 para producir una corriente 125 de líquido enriquecido en dióxido de carbono expandido, y a continuación se vaporiza y se calienta la corriente 125 en el cambiador de calor E101 para producir una corriente 126 de gas enriquecido en dióxido de carbono.
50
55

Las corrientes 121 y 126 son comprimidas y combinadas en un compresor centrífugo multietapa K101, K102 para producir una corriente 128 de gas dióxido de carbono comprimido a una presión de aproximadamente 110 bar (11 MPa). El gas dióxido de carbono comprimido comprende más del 99,9% molar de dióxido de carbono y sólo aproximadamente 10 ppm de oxígeno. La porción restante consiste en cantidades muy pequeñas de nitrógeno, argón y óxidos de nitrógeno.
60

El compresor de dióxido de carbono K101, K102 es una máquina integrada con múltiples etapas radiales. K101 tiene tres o cuatro etapas, opcionalmente con enfriamiento intermedio entre algunas etapas, aunque no entre las dos últimas etapas debido al hecho de que la presión de descarga está por encima de la presión crítica. K102 es una o dos etapas de la misma máquina con un refrigerador intermedio y un refrigerador posterior.
65

ES 2 345 689 T3

En la realización del ejemplo, algunas o todas las etapas del compresor K101, K102 están operadas adiabáticamente y, por tanto, se puede recuperar el calor de compresión del gas dióxido de carbono comprimido mediante intercambio de calor indirecto con refrigerantes usando un refrigerador intermedio E104 y un refrigerador posterior E105. El refrigerante del refrigerador E104 es agua. El refrigerante del refrigerador posterior E105 puede ser agua de alimento a la caldera y/o condensado procedente de la central eléctrica, y de este modo el calor de compresión puede ser usado para pre-calentar dichas corrientes.

La corriente 121 es comprimida en la etapa inicial K102 del compresor para producir una corriente 122 de gas dióxido de carbono comprimido. El calor de compresión es retirado de la corriente 122 mediante intercambio de calor indirecto con agua de refrigeración en el refrigerador intermedio E104 para producir una corriente 123 de gas dióxido de carbono comprimido enfriado a una presión de aproximadamente 14,4 bar (~1,4 MPa). La corriente 123 se combina con la corriente 126 y la corriente combinada es comprimida en la otra(s) etapa(s) K101 del compresor para producir una corriente 127 de gas dióxido de carbono comprimido adicionalmente. El calor de compresión se retira de la corriente 127 mediante intercambio de calor indirecto con el agua de alimentación de la caldera y con el condensado en el refrigerador posterior E105 para producir la corriente 128 de gas dióxido de carbono comprimido a la presión de la línea, por ejemplo aproximadamente 110 bar (11 MPa). K101 también puede tener al menos un refrigerador intermedio, enfriado usando agua refrigerante, si no es deseable recuperar todo el calor con el agua de alimentación de la caldera y/o con el condensado.

La realización mostrada en la Figura 3 es similar a la realización mostrada en la Figura 2. La principal diferencia entre las dos realizaciones es que, en la Figura 3, se usan tres corrientes de líquido enriquecido en dióxido de carbono expandido para proporcionar la refrigeración del proceso mientras que en la realización de la Figura 2 se usan dos corrientes. En la Figura 3 se han usado los mismos números de referencia que en la Figura 2 para denotar las características comunes entre ambas realizaciones. A continuación se muestra una discusión únicamente de las características adicionales de la realización de la Figura 3.

En relación a la Figura 3, la corriente 118 de líquido enriquecido en dióxido de carbono procedente de la columna C104 se divide en tres porciones; corriente 119, corriente 124 y corriente 129. La refrigeración adicional del proceso es proporcionada por la expansión de la corriente 129 hasta una presión de aproximadamente 10 bar en la válvula 104 para producir una corriente 130 de líquido enriquecido en dióxido de carbono expandido, y a continuación se vaporiza y se calienta la corriente 130 en el cambiador de calor E101 para producir una corriente 131 de gas enriquecido en dióxido de carbono.

Las corrientes 121, 126 y 131 son comprimidas y combinadas en un compresor centrífugo multietapa K101, K102A, K102B para producir una corriente 133 de gas dióxido de carbono comprimido a una presión de aproximadamente 110 bar. El gas dióxido de carbono comprimido comprende un 99,9% molar de dióxido de carbono y sólo aproximadamente 10 ppm de oxígeno. La porción restante consiste en cantidades muy pequeñas de nitrógeno, argón y óxidos de nitrógeno.

Como en la realización mostrada en la Figura 2, algunas o todas las etapas K101, K102A, K102B del compresor son operadas adiabáticamente y, por tanto, se puede recuperar el calor de compresión del gas dióxido de carbono comprimido mediante intercambio de calor indirecto con refrigerantes usando los refrigeradores intermedios E104A, E104B y un refrigerador posterior E105.

El calor de compresión puede usarse de este modo para precalentar el agua de alimentación de la caldera y el condensado. En este sentido, la corriente 121 es comprimida en la(s) etapa(s) inicial(es) K102A del compresor para producir una corriente 122 de gas dióxido de carbono comprimido. El calor de compresión se elimina de la corriente 122 mediante intercambio de calor indirecto con agua de refrigeración en el refrigerador intermedio E104A para producir una corriente 123 de gas dióxido de carbono comprimido enfriado a una presión de aproximadamente 10 bar. La corriente 123 se combina con una corriente 131 y la corriente de combinación se comprime en la(s) etapa(s) intermedia(s) K102B del compresor para producir una corriente 127 de gas dióxido de carbono comprimido adicionalmente. El calor de compresión se retira de la corriente 127 mediante intercambio de calor indirecto con agua de refrigeración en el refrigerador intermedio E104B para producir la corriente 128 de gas dióxido de carbono comprimido adicionalmente a una presión de aproximadamente 17 bar. La corriente 128 se combina con la corriente 126 y se comprime en la(s) etapa(s) final(es) K101 del compresor para producir una corriente 132 de gas dióxido de carbono comprimido a una presión de aproximadamente 110 bar. El calor de compresión se retira de la corriente 132 mediante intercambio de calor indirecto con agua de alimentación de la caldera y del condensado en el refrigerador posterior E105 para producir la corriente 133 de dióxido de carbono comprimido.

60 Ejemplo 1

Se ha llevado a cabo una simulación con ordenador usando un software de simulación disponible comercialmente (Aspen Plus Versión 2004.1) en el que el proceso mostrado en la Figura 2 se integra con un proceso de combustión oxifuel en una central eléctrica. En la Tabla 2 se muestran los balances de energía y de materia correspondientes a la simulación.

TABLA 2

Corriente	Número	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
Temperatura	°C	24,83	24,83	24,85	-4,08	-19,84	-53,70	-53,70	11,70	300,00	62,76
Presión	bar	30	30	30	30	30	30	30	30	30	1,1
Caudal	kg/s	140,49	140,40	157,17	157,17	157,17	157,17	42,43	42,43	42,43	42,43
Composición											
CO ₂	%mol	72,7633	72,8651	72,5987	72,5987	72,5987	72,5987	25,3191	25,3191	25,3191	25,3191
N ₂	%mol	18,9694	18,9959	18,8951	18,8951	18,8951	18,8951	52,4127	52,4127	52,4127	52,4127
Ar	%mol	2,6956	2,6994	2,9277	2,9277	2,9277	2,9277	7,2751	7,2751	7,2751	7,2751
O ₂	%mol	5,4316	5,4392	5,5778	5,5778	5,5778	5,5778	14,9917	14,9917	14,9917	14,9917
H ₂ O	%mol	0,1396	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO ₂	%mol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	%mol	4,9674	4,9744	5,6409	5,6409	5,6409	5,6409	13,1407	13,1407	13,1407	13,1407
NO ₂	%mol	0,0043	0,0043	0,0038	0,0038	0,0038	0,0038	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Corriente	Número	111	112	113	114	115	116	117	118	119	120
Temperatura	°C	-53,70	-27,43	-36,99	-36,99	11,70	70,83	25,00	-25,48	-25,48	-54,70
Presión	bar	30	30	16,75936	16,75936	16,75936	30	30	16,75936	16,75936	5,603787
Caudal	kg/s	114,74	114,74	114,74	16,77	16,77	16,77	16,77	97,97	43,84	43,84
Composición											
CO ₂	%mol	95,2221	95,2221	95,2221	70,3742	70,3742	70,3742	70,3742	99,8876	99,8876	99,8876
N ₂	%mol	2,8569	2,8569	2,8569	18,0534	18,0534	18,0534	18,0534	0,0036	0,0036	0,0036
Ar	%mol	0,8475	0,8475	0,8475	4,8350	4,8350	4,8350	4,8350	0,0988	0,0988	0,0988
O ₂	%mol	1,0733	1,0733	1,0733	6,7362	6,7362	6,7362	6,7362	0,0100	0,0100	0,0100
H ₂ O	%mol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO ₂	%mol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	%mol	2,0523	2,0523	2,0523	11,2086	11,2086	11,2086	11,2086	0,3331	0,3331	0,3331
NO ₂	%mol	0,0057	0,0057	0,0057	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0067	0,0067	0,0067
Corriente	Número	121	122	123	124	125	126	127	128		
Temperatura	°C	11,70	92,97	25,00	-25,48	-28,50	11,70	207,11	50,00		

ES 2 345 689 T3

La simulación alcanzó el nivel requerido de pureza de dióxido de carbono por encima del 97% molar (en realidad aproximadamente el 99,9% molar), con una recuperación de aproximadamente el 87,4% del dióxido de carbono. Sin embargo, el consumo de energía específico aumentó el 3% y la recuperación de dióxido de carbono se redujo en un 1,6% respecto al proceso de la técnica anterior mostrado en la Figura 1.

5

Una simulación de ordenador (Aspen Plus Versión 2004.1) del mismo proceso pero vaporizando un tercer nivel de dióxido de carbono líquido para proporcionar refrigeración adicional (Figura 3) indica que el consumo de energía global puede reducirse aproximadamente en un 13% en comparación con el proceso mostrado en la Figura 1.

10

Ejemplo 2

Se ha llevado a cabo una simulación de ordenador (Aspen Plus Versión 2004.1) en la que el proceso mostrado en la Figura 2 está integrado con un sistema de PSA de hidrógeno (no mostrado). El gas de salida del sistema de PSA es comprimido hasta 30 bar (3 MPa) para formar una corriente 101 de gas de salida comprimido, que es alimentada al proceso. La Tabla 3 muestra los balances de energía y de materia de la simulación.

15

La simulación indica que el nivel de monóxido de carbono puede reducirse hasta aproximadamente 100 ppm.

20

(Tabla pasa a página siguiente)

25

30

35

40

45

50

55

60

65

TABLA 3

Corriente Número	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
Temperatura	20,00	20,00	20,30	-3,21	-16,35	-53,65	-53,65	8,40	300,00	65,90
Presión	30	30,00	30	30	30	30	30	30	30	1,1
Caudal	54,59	54,56	59,05	59,05	59,05	59,05	9,78	9,78	9,78	9,78
Composición										
CO ₂	71,6016	71,6799	72,4768	72,4768	72,4768	72,4768	23,7484	23,7484	23,7484	23,7484
N ₂	0,9951	0,9962	1,0183	1,0183	1,0183	1,0183	2,6859	2,6859	2,6859	2,6859
Ar	0,1682	0,1684	0,1836	0,1836	0,1836	0,1836	0,4388	0,4388	0,4388	0,4388
H ₂	21,8609	21,8846	20,8355	20,8355	20,8355	20,8355	59,0303	59,0303	59,0303	59,0303
H ₂ O	0,1092	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	4,5819	4,5869	4,7389	4,7389	4,7389	4,7389	12,3553	12,3553	12,3553	12,3553
CH ₄	0,6830	0,6838	0,7469	0,7469	0,7469	0,7469	1,7413	1,7413	1,7413	1,7413
Corriente Número	111	112	113	114	115	116	117	118	119	120
Temperatura	-53,65	-23,91	-31,45	-31,03	8,40	64,23	25,00	-25,11	-25,11	-54,65
Presión	30	30	16,82649	16,82649	16,82649	30	30	16,82649	16,82649	5,603904
Caudal	49,27	49,27	49,27	4,49	4,49	4,49	4,49	44,78	18,76	18,76
Composición										
CO ₂	98,3195	98,3195	98,3195	83,8946	83,8946	83,8946	83,8946	99,9195	99,9195	99,9195
N ₂	0,1339	0,1339	0,1339	1,3351	1,3351	1,3351	1,3351	0,0006	0,0006	0,0006
Ar	0,0483	0,0483	0,0483	0,4007	0,4007	0,4007	0,4007	0,0092	0,0092	0,0092
H ₂	0,5794	0,5794	0,5794	5,8025	5,8025	5,8025	5,8025	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,6995	0,6995	0,6995	6,9160	6,9160	6,9160	6,9160	0,0100	0,0100	0,0100
CH ₄	0,2195	0,2195	0,2195	1,6512	1,6512	1,6512	1,6512	0,0607	0,0607	0,0607
Corriente Número	121	122	123	124	125	126	127	128		
Temperatura	8,40	84,10	25,00	-25,11	-29,98	8,40	209,91	50,00		
Presión	5,603904	14,27814	14,27814	16,82649	14,27814	14,27814	110	110		
Caudal	18,76	18,76	18,76	26,02	26,02	26,02	44,78	44,78		

5
10
15
20
25
30
35
40
45
50
55
60
65

Composición	%mol	99,9195	99,9195	99,9195	99,9195	99,9195	99,9195	99,9195	99,9195
CO ₂	%mol	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006
N ₂	%mol	0,0092	0,0092	0,0092	0,0092	0,0092	0,0092	0,0092	0,0092
Ar	%mol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	%mol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	%mol	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
CO	%mol	0,0607	0,0607	0,0607	0,0607	0,0607	0,0607	0,0607	0,0607
CH ₄	%mol								

ES 2 345 689 T3

Las ventajas de las realizaciones preferidas de la presente invención incluyen:

- mejorar la purificación de dióxido de carbono a baja temperatura;
- 5 • producir dióxido de carbono con una pureza de al menos 97% molar, y normalmente de al menos 99% molar, por ejemplo 99,9% molar;
- 10 • producir dióxido de carbono con un nivel muy bajo de oxígeno o monóxido de carbono, por ejemplo no superior a 1000 ppm, típicamente no superior a 100 ppm, y habitualmente aproximadamente 10 ppm (o incluso menos, si se requiere);
- producir dióxido de carbono con niveles muy bajos de nitrógeno y argón u otros contaminantes, típicamente un nivel combinado no superior a 1000 ppm;
- 15 • no incrementar, o hacerlo mínimamente, el consumo energético global en comparación con el proceso de la técnica anterior de la Figura 1 (definido como kWh/tonelada de dióxido de carbono separada); y
- no disminuir, o hacerlo mínimamente, la recuperación de dióxido de carbono en comparación con el proceso de la técnica anterior de la Figura 1.
- 20

Cabe destacar que la invención no está restringida a los detalles descritos anteriormente en referencia a las realizaciones preferidas, si no que se puede realizar numerosas modificaciones y variaciones sin alejarse del alcance de la invención, tal como se define en las siguientes reivindicaciones.

25

30

35

40

45

50

55

60

65

REIVINDICACIONES

5 1. Un método para eliminar un primer contaminante seleccionado entre oxígeno y monóxido de carbono de dióxido de carbono líquido impuro, método que comprende:

separar dicho dióxido de carbono líquido impuro en un sistema de columna de separación por transferencia de materia (C104) para producir un primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono; y

10 llevar a ebullición una porción de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto con fluido dióxido de carbono sin purificar para producir un vapor enriquecido en dióxido de carbono para dicho sistema de columna (C104) y fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado;

15 en donde dicho dióxido de carbono líquido impuro tiene una concentración de dióxido de carbono superior a la de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar y deriva de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado a través de:

20 enfriar adicionalmente al menos una porción de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar mediante intercambio de calor indirecto para producir fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado; y

25 someter a separación de fases al menos una porción de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado para producir dicho dióxido de carbono líquido impuro y vapor agotado en dióxido de carbono, y

30 en donde todas las necesidades de refrigeración requeridas por el método son proporcionadas internamente mediante intercambio de calor indirecto entre corrientes del proceso, siendo proporcionada al menos una porción de dicha refrigeración por la vaporización del líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono o del líquido dióxido de carbono derivado del mismo por intercambio de calor indirecto, y

35 siendo la presión de operación de dicho sistema de columna (C104) inferior a la presión de dicho dióxido de carbono líquido impuro, y reduciéndose la presión de dicho dióxido de carbono líquido impuro hasta aproximadamente la presión de operación de dicho sistema de columna (C104) sin formar dióxido de carbono sólido antes de alimentar dicho dióxido de carbono líquido impuro a dicho sistema de columna (C104).

40 2. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 1, en el que la formación de dióxido de carbono sólido durante la reducción de presión se evita calentando dicho dióxido de carbono líquido impuro mediante intercambio de calor indirecto.

45 3. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 1, que comprende:

expandir al menos una primera parte de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir una primera parte expandida a una primera presión; y

45 vaporizar dicha primera parte expandida mediante intercambio de calor indirecto para proporcionar una porción de las necesidades de refrigeración requeridas por el método y producir gas dióxido de carbono.

50 4. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 3, en el que la primera presión se encuentra entre la presión del punto triple correspondiente al dióxido de carbono y 1,5 MPa (15 bar).

55 5. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 3 o en la Reivindicación 4, que comprende:

expandir al menos una parte adicional de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir al menos una parte adicional expandida que tiene una presión superior a dicha primera presión; y

60 vaporizar al menos una porción de al menos una parte adicional expandida mediante intercambio indirecto de calor para proporcionar al menos una porción de las necesidades de refrigeración restantes requeridas por el método y producir gas dióxido de carbono.

65 6. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 5, en el que la presión de la al menos una parte adicional expandida se encuentra por encima de la presión del punto triple del dióxido de carbono y hasta 2,0 MPa (20 bar).

7. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 1, que comprende:

calentar al menos una porción de dicho vapor agotado en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto para producir gas agotado en dióxido de carbono;

ES 2 345 689 T3

precalentar al menos una porción de dicho gas agotado en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto para producir gas agotado en dióxido de carbono; y

5 someter a expansión al menos una porción de dicho gas agotado en dióxido de carbono precalentado para producir gas agotado en dióxido de carbono expandido;

en donde al menos una porción del calor requerido para precalentar dicho gas agotado en dióxido de carbono es proporcionado mediante la recuperación del calor de compresión del gas dióxido de carbono contaminado.

10 8. Un método como el reivindicado en cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la mayor parte de las necesidades de refrigeración requeridas por el método es proporcionada por la vaporización de líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono.

15 9. Un método como el reivindicado en cualquiera de las reivindicaciones precedentes que comprende:

calentar al menos una porción de dicho primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes mediante intercambio de calor indirecto para producir un primer gas enriquecido en contaminantes calentado;

20 comprimir al menos una porción de dicho primer gas enriquecido en contaminantes calentado para producir un primer gas enriquecido en contaminantes comprimido;

combinar al menos una porción de dicho primer gas enriquecido en contaminantes comprimido con un gas de alimentación de dióxido de carbono contaminado para formar dicho gas dióxido de carbono sin purificar; y

25 enfriar al menos una porción de dicho gas dióxido de carbono sin purificar mediante intercambio de calor indirecto para proporcionar dicha ebullición al sistema de columna (C104).

30 10. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 9, que comprende eliminar al menos una porción del calor de compresión en dicho primer gas enriquecido en contaminantes comprimido mediante intercambio de calor indirecto con un refrigerante antes de combinarlo con dicho gas dióxido de carbono contaminado.

35 11. Un método como el reivindicado en cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que dicho primer contaminante es oxígeno y dicho dióxido de carbono líquido impuro se obtiene a partir de gases de combustión generados en un proceso de combustión oxifuel.

40 12. Un método como el reivindicado en cualquiera de las Reivindicaciones 1 a 10, en el que dicho primer contaminante es monóxido de carbono y dicho dióxido de carbono líquido impuro se obtiene a partir de gases residuales generados en un proceso de PSA de hidrógeno.

45 13. Un método como el reivindicado en cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la(s) presión(es) de operación de dicho sistema de columna (C104) es(son) inferior(es) a la presión de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar.

14. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 13, en el que la(s) presión(es) de operación de dicho sistema de columna se encuentra(n) entre 0,5 MPa (5 bar) y 5,0 MPa (50 bar).

50 15. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 13 ó en la Reivindicación 14, en el que la presión de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar se encuentra entre 1,5 MPa (15 bar) y 6,0 MPa (60 bar).

55 16. Un método como el reivindicado en cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que dicho fluido dióxido de carbono sin purificar comprende al menos aproximadamente un 60% molar de dióxido de carbono.

17. Un método como el reivindicado en cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que dicho dióxido de carbono líquido impuro comprende al menos aproximadamente un 90% molar de dióxido de carbono.

60 18. Un método como el reivindicado en la Reivindicación 1, para recuperar dióxido de carbono a partir de gas dióxido de carbono contaminado que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno y monóxido de carbono, y al menos aproximadamente un 60% molar de dióxido de carbono, método que comprende:

combinar al menos una porción de gas dióxido de carbono contaminado con primer gas de recirculación enriquecido en contaminantes comprimido para producir gas dióxido de carbono sin purificar;

65 enfriar al menos una porción de dicho gas dióxido de carbono sin purificar mediante intercambio indirecto de calor para producir fluido dióxido de carbono sin purificar, al menos una porción del cual se usa para llevar a ebullición dicha porción de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono;

ES 2 345 689 T3

enfriar adicionalmente al menos una porción de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado mediante intercambio de calor indirecto para producir fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado;

5 someter a separación de fases al menos una porción de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado para producir dióxido de carbono líquido impuro y vapor agotado en dióxido de carbono;

alimentar al menos una porción de dicho dióxido de carbono líquido impuro a dicho sistema de columna (C104) para su separación;

10 dividir una porción de dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono en una primera parte y al menos una parte adicional;

expandir dicha primera parte para producir una primera parte expandida a una primera presión;

15 vaporizar dicha primera parte expandida mediante intercambio de calor indirecto para proporcionar una porción de las necesidades de refrigeración requeridas por el método y producir gas dióxido de carbono;

expandir la al menos una parte adicional para producir al menos una parte adicional expandida que tiene una presión superior a dicha primera presión;

20 vaporizar la al menos una parte adicional expandida mediante intercambio de calor indirecto para proporcionar al menos una porción de las necesidades de refrigeración restantes requeridas por el método, y producir gas dióxido de carbono;

25 calentar al menos una porción de dicho primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes mediante intercambio de calor indirecto para producir un primer gas enriquecido en contaminantes calentado;

30 comprimir al menos una porción de dicho primer gas enriquecido en contaminantes calentado para producir dicho primer gas de recirculación enriquecido en contaminantes comprimido para recircular a dicho gas dióxido de carbono contaminado; y

comprimir dichos gases dióxido de carbono para formar gas dióxido de carbono comprimido.

35 19. Un aparato para eliminar un primer contaminante seleccionado entre oxígeno y monóxido de carbono de dióxido de carbono líquido impuro mediante un método de la Reivindicación 1, aparato que comprende:

40 un sistema de columna de separación por transferencia de materia (C104) para separar dióxido de carbono líquido impuro para producir un primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono;

un calderón (E106) para llevar a ebullición el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto con fluido dióxido de carbono sin purificar para producir un vapor enriquecido en dióxido de carbono para dicho sistema de columna (C104) y fluido dióxido de carbono sin purificar;

45 un cambiador de calor (E102) para enfriar adicionalmente fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado mediante intercambio de calor indirecto para producir fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado;

50 un sistema de conductos (105) para alimentar el fluido dióxido de carbono sin purificar enfriado procedente de dicho calderón (E106) a dicho cambiador de calor (E102);

un separador de fases (C102) para separar las fases de dicho fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado para producir dicho dióxido de carbono líquido impuro y vapor agotado en dióxido de carbono;

55 un sistema de conductos (106) para alimentar el fluido dióxido de carbono sin purificar parcialmente condensado procedente de dicho cambiador de calor (E102) a dicho separador de fases (C102);

60 un primer sistema de reducción de presión (V103) para reducir la presión del dióxido de carbono líquido impuro para producir dióxido de carbono líquido impuro de presión reducida;

un sistema de conductos (111, 112) para alimentar dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho separador de fases (C102) a dicho primer sistema de reducción de presión (V103); y

65 un sistema de conductos (113) para alimentar dióxido de carbono líquido impuro a presión reducida procedente de dicho primer sistema de reducción de presión (V103) a dicho sistema de columna (C104);

un segundo sistema de reducción de presión (V102) para expandir el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a una primera presión;

ES 2 345 689 T3

un sistema de conductos (118, 119) para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente de dicho sistema de columna (C104) a dicho segundo sistema de reducción de presión (V102);

5 un sistema de conductos (120) para alimentar el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a dicha primera presión procedente de dicho segundo sistema de reducción de presión (V102) a dicho cambiador de calor (E102, E101) para su vaporización para proporcionar refrigeración;

10 un tercer sistema de reducción de presión (V101) para expandir el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a una segunda presión que es superior a la primera presión;

un sistema de conductos (118, 124) para alimentar el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente de dicho sistema de columna (C104) a dicho tercer sistema de reducción de presión (V101); y

15 un sistema de conductos (125) para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a dicha segunda presión procedente de dicho tercer sistema de reducción de presión (V101) a dicho cambiador de calor (E101) para su vaporización para proporcionar refrigeración.

20 20. El aparato reivindicado en la Reivindicación 19, en el que dicho sistema de conductos (111, 112) para alimentar dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho separador de fases (C102) a dicho primer sistema de reducción de presión (V103) comprende:

25 un sistema de conductos (111) para alimentar dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho separador de fases (C102) a dicho cambiador de calor (E102) para su calentamiento para proporcionar dióxido de carbono líquido impuro calentado;

al menos un paso de fluido en dicho cambiador de calor (E102); y

30 un sistema de conductos (112) para alimentar dióxido de carbono líquido impuro calentado procedente de dicho cambiador de calor (E102) a dicho primer sistema de reducción de presión (V103).

21. El aparato reivindicado en la Reivindicación 19 ó en la Reivindicación 20, que comprende:

35 un cuarto sistema de reducción de presión (V104) para expandir el líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono para producir líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a una tercera presión que es superior a dicha primera presión e inferior a dicha segunda presión;

40 un sistema de conductos (118, 129) para alimentar líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono procedente de dicho sistema de columna (C104) a dicho cuarto sistema de reducción de presión (V104); y

un sistema de conductos (130) para alimentar dicho líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono expandido a dicha tercera presión procedente de dicho cuarto sistema de reducción de presión (V104) a dicho cambiador de calor (E101) para su vaporización para proporcionar refrigeración.

45 22. El aparato reivindicado en cualquiera de las Reivindicaciones 19 a 21, que comprende:

un sistema de conductos 114 para alimentar el primer vapor de cabeza enriquecido en contaminantes procedente de dicho sistema de columna (C104) a dicho cambiador de calor (E102, E101) para su calentamiento para proporcionar un primer gas enriquecido en contaminantes calentado;

50 un sistema compresor de recirculación (K104) para comprimir el primer gas enriquecido en contaminantes calentado para producir un primer gas enriquecido en contaminantes comprimido;

55 un sistema de conductos (115) para alimentar el primer gas enriquecido en contaminantes calentado procedente de dicho cambiador de calor (E101) a dicho sistema compresor de recirculación (K104);

un sistema de conductos (116, 117) para combinar el primer gas enriquecido contaminante procedente del sistema compresor (K104) con gas dióxido de carbono contaminado para formar gas dióxido de carbono sin purificar;

60 un sistema de conductos (103) para alimentar dicho gas dióxido de carbono sin purificar procedente de dicho sistema de conductos (117) combinando dichos gases contaminados con dicho cambiador de calor (E101) para su enfriamiento para proporcionar fluido dióxido de carbono sin purificar; y

65 un sistema de conductos (104) para alimentar fluido dióxido de carbono sin purificar procedente de dicho cambiador de calor (E101) a dicho calderón (E106).

ES 2 345 689 T3

23. El aparato reivindicado en la Reivindicación 22, en el que dicho sistema de conductos (116, 117) para combinar dichos gases contaminados comprende:

5 un refrigerador posterior (E107) para eliminar el calor de compresión procedente del primer gas enriquecido en contaminantes comprimido por intercambio de calor indirecto con un refrigerante para producir un primer gas enriquecido en contaminantes comprimido enfriado;

10 un sistema de conductos (116) para alimentar el primer gas enriquecido en contaminantes comprimido procedente de dicho sistema compresor de recirculación (K104) a dicho refrigerador posterior (E107);

15 un sistema de conductos (117) para combinar gas enriquecido en contaminantes comprimido enfriado procedente de dicho refrigerador posterior (E107) con dicho gas dióxido de carbono contaminado.

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

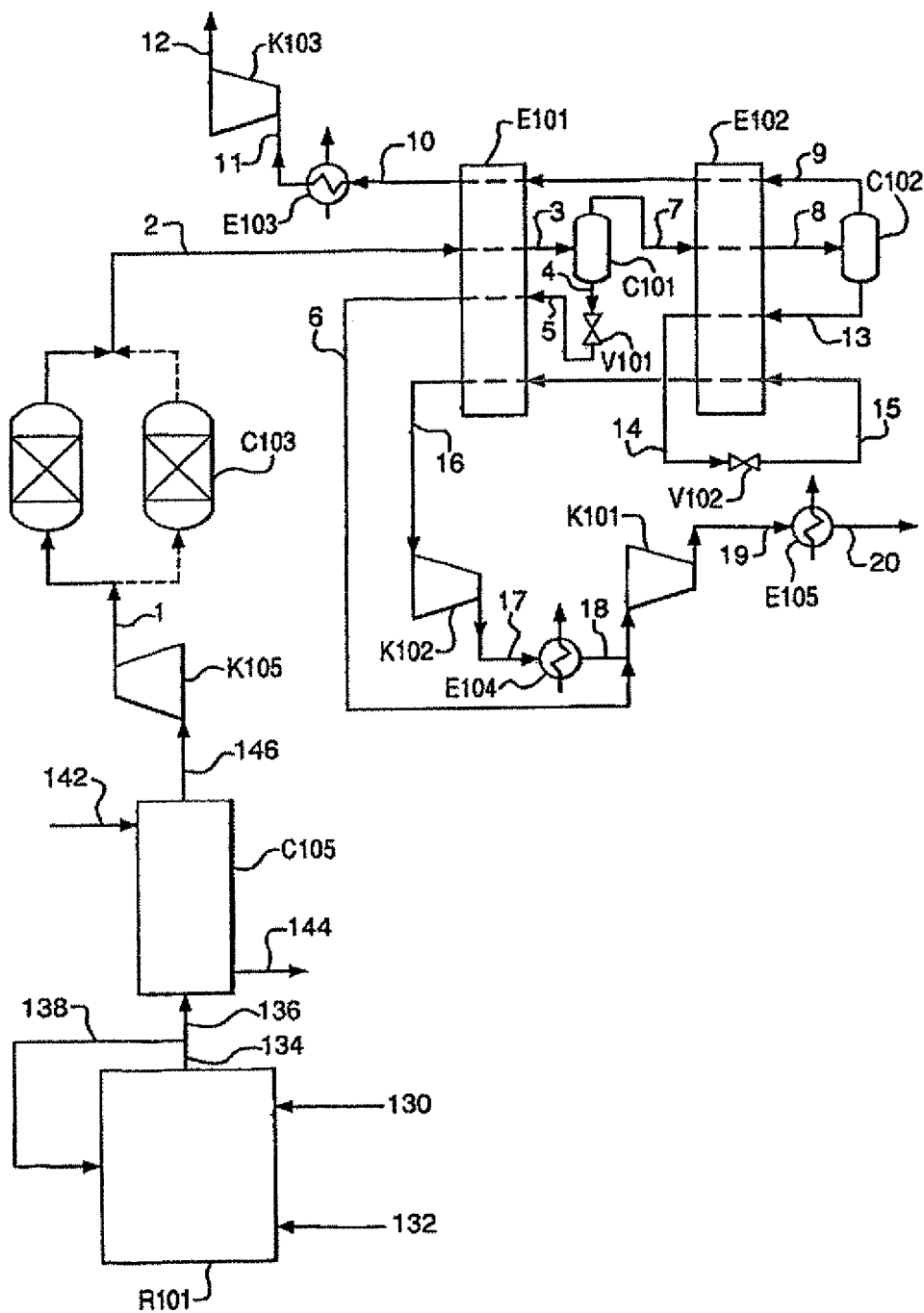


FIGURA 1
(TÉCNICA ANTERIOR)

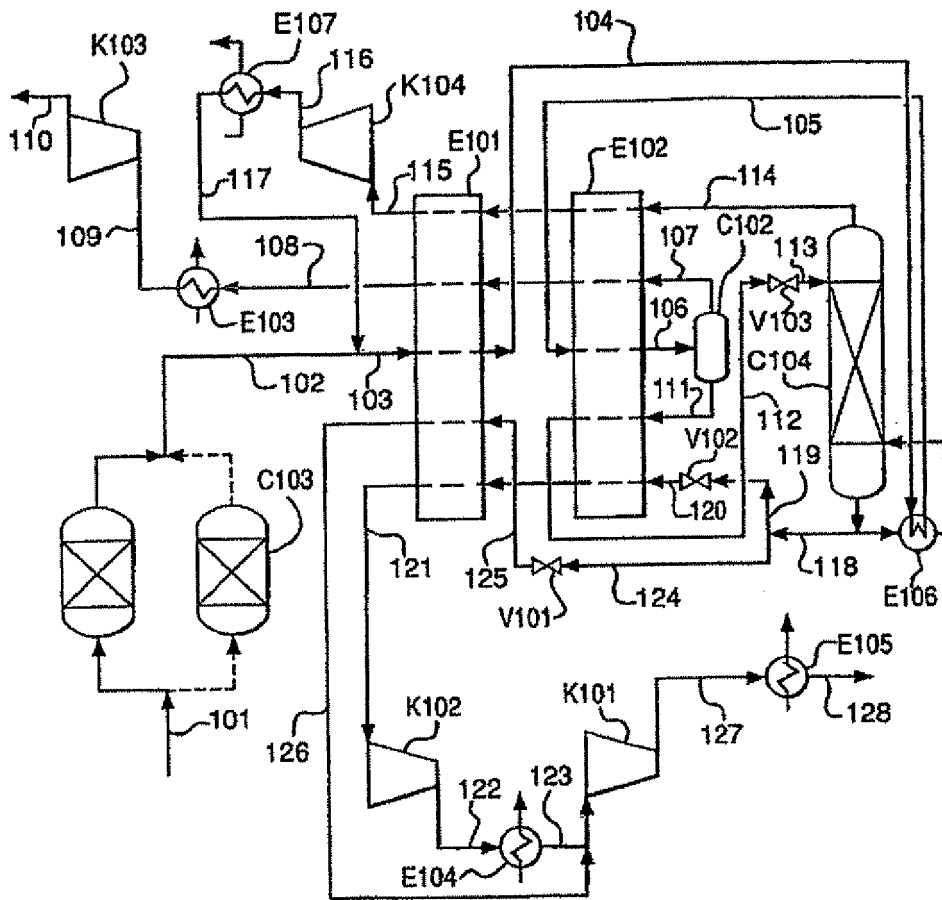


FIGURA 2

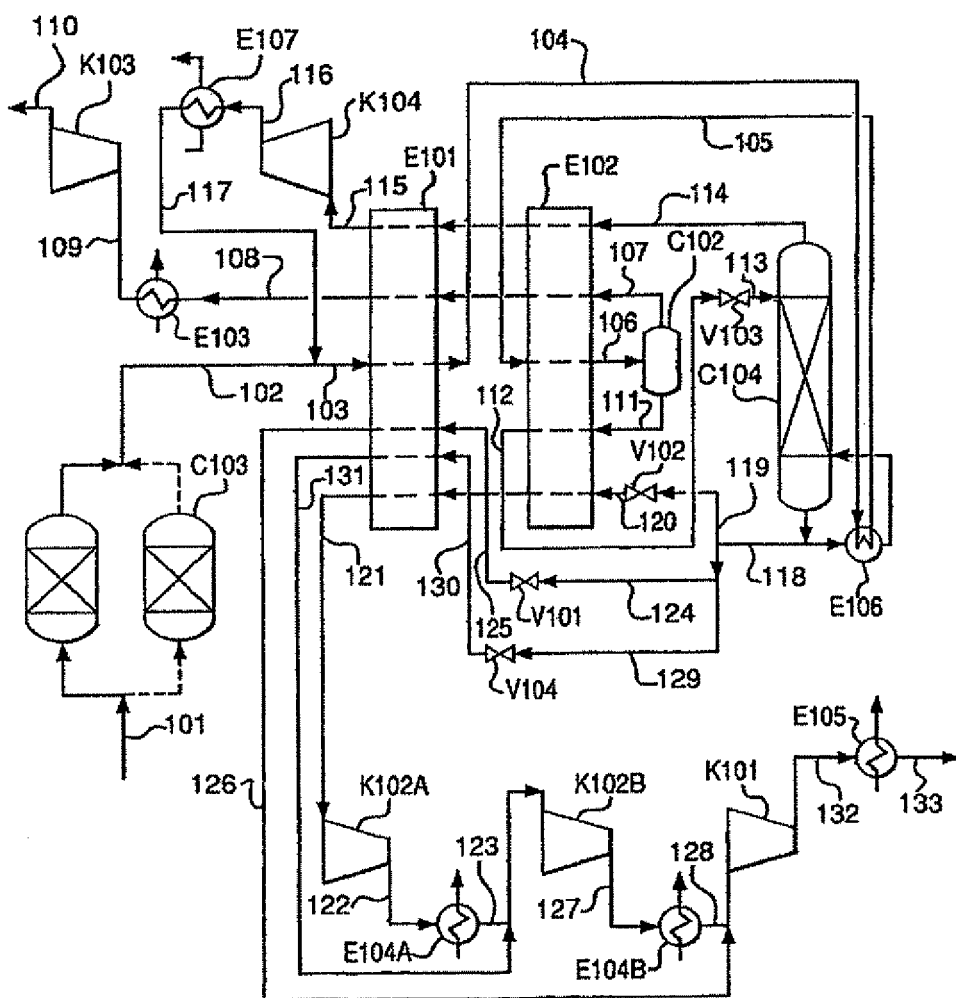


FIGURA 3