

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 647 066**

51 Int. Cl.:

C01B 32/50 (2007.01)

B01D 53/00 (2006.01)

F25J 3/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **22.01.2008** **E 08100755 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.08.2017** **EP 2138786**

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

30 Prioridad:

23.01.2007 US 656922

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

19.12.2017

73 Titular/es:

AIR PRODUCTS AND CHEMICALS, INC. (100.0%)
7201 Hamilton Boulevard
Allentown, PA 18195-1501, US

72 Inventor/es:

WHITE, VINCENT y
ALLAM, RODNEY JOHN

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 647 066 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 del dióxido de carbono

5 La presente invención se refiere a un método y a un aparato para purificar el dióxido de carbono líquido impuro ("CO₂") que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno ("O₂") y monóxido de carbono ("CO"). El proceso y el aparato tienen una aplicación concreta en la recuperación del dióxido de carbono de gases residuales de dióxido de carbono, por ejemplo, gases de combustión de un proceso de oxidación o gases residuales de un proceso de absorción de oscilación de presión ("PSA") de hidrógeno ("H₂").

10 Existe una necesidad urgente de desarrollar nuevos procesos para la producción de energía eléctrica a partir de combustibles fósiles, combustibles carbonáceos o combustibles de hidrocarburos con la captura del dióxido de carbono. Los nuevos procesos, de modo ideal, serán más eficaces y baratos que los procesos existentes. En este contexto, se están considerando los procesos de oxidación.

15 En una oxidación, un combustible se quema en oxígeno puro con el reciclaje opcional del gas de combustión enfriado o el vapor o el agua para moderar la temperatura de llama. La eliminación de la mayor parte del nitrógeno de la combustión produce un gas de combustión neto que tiene una alta concentración en dióxido de carbono después del enfriamiento y la condensación del agua.

20 Un proceso de oxidación está muy bien adaptado para su uso en una caldera alimentada con carbón pulverizado para la generación de vapor empleado para la producción de energía eléctrica. El uso de la oxidación en una caldera alimentada con carbón pulverizado produce una producción de gases de combustión neta que, después del enfriamiento y la condensación del vapor de agua contenido, generalmente comprende de aproximadamente 65% molar a aproximadamente 95% molar de dióxido de carbono y hasta aproximadamente 5% molar de oxígeno, siendo la mayor parte del porcentaje restante nitrógeno y argón. El oxígeno, el nitrógeno y el argón se denominan "gases contaminantes".

25 La mayor parte del oxígeno en el gas de combustión se origina del exceso de oxígeno requerido para la combustión completa del carbón. El resto del oxígeno se origina del aire que se filtra hacia el interior de la caldera y la sección de convección. El nitrógeno y el argón en el gas de combustión se originan de la alimentación de oxígeno para la combustión del carbón, que generalmente tiene una pureza del 90% molar al 99,6% molar, y habitualmente del 95% molar al 97% molar de oxígeno, y del aire que se filtra hacia el interior de la caldera y la sección de convección.

30 En el gas de combustión también están 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 estas impurezas en el gas de combustión (después de lavar y secar) depende de la composición del combustible y de las condiciones de combustión.

35 El gas de combustión debe purificarse antes de poder almacenar el dióxido de carbono del gas de combustión, por ejemplo, en formaciones geológicas. A este respecto, los componentes hidrosolubles, tales como el trióxido de azufre, el cloruro de hidrógeno y el fluoruro de hidrógeno, habitualmente se retiran del gas de combustión mediante contacto directo con agua, que no solo lava estos componentes sino que también enfría el gas de combustión y condensa el vapor de agua. El dióxido de azufre y los óxidos de nitrógeno pueden retirarse durante la compresión del dióxido de carbono a la presión de la tubería tal como se describe en la solicitud de patente de EE. UU. n.º de serie 11/287.640, presentada el 28 de noviembre, 2005, cuya descripción se incorpora en la presente como referencia. Este proceso también elimina cualquier cantidad de mercurio que pueda estar presente en el dióxido de carbono.

40 La presión del dióxido de carbono en la tubería habitualmente será de aproximadamente 100 bares a aproximadamente 250 bares (de 10 MPa a 25 MPa), que es muy superior a la presión crítica del dióxido de carbono. La mayor parte de los gases contaminantes preferiblemente se retira para reducir la energía requerida para comprimir el dióxido de carbono y para asegurarse de que no surjan condiciones de flujo de dos fases en la tubería ni en la formación geológica en que se va a almacenar el dióxido de carbono.

45 La presencia de oxígeno puede presentar problemas cuando se pretende emplear el dióxido de carbono en operaciones de recuperación mejorada de petróleo o gases, debido a la posibilidad de que la oxidación provoque problemas de corrosión en el equipo dentro del pozo. Las especificaciones típicas para la pureza del dióxido de carbono son un nivel máximo de contaminantes del 3% molar y, en el caso del uso del dióxido de carbono para la recuperación mejorada de petróleo, el contenido máximo en oxígeno generalmente será de 100 ppm o menor, incluso un valor tan bajo como 1 ppm.

50 La tecnología actual para la siguiente etapa de la purificación del dióxido de carbono emplea una técnica en la que los gases contaminantes se retiran de la corriente de dióxido de carbono bruta prepurificada seca comprimida a una presión de aproximadamente 30 bares (3 MPa) mediante el enfriamiento del dióxido de carbono bruto hasta una

temperatura muy cercana al punto de congelación del dióxido de carbono, en la que la presión parcial del dióxido de carbono es de aproximadamente 7 bares a aproximadamente 8 bares (de 700 kPa a 800 kPa). El gas residual, que contiene aproximadamente 25% molar de dióxido de carbono, se separa y se emite después de calentar y expandir para producir energía. Este proceso en una etapa produce una recuperación del dióxido de carbono de aproximadamente 90%. El proceso de oxidación mejoraría considerablemente si pudiesen lograrse unas recuperaciones del dióxido de carbono muy altas, por ejemplo, mayores del 97%, de forma barata.

La actual tecnología para el transporte del dióxido de carbono desde la oxidación de combustibles fósiles hasta el sitio de almacenamiento geológico se basa en la compresión hasta una presión de la tubería generalmente de aproximadamente 100 bares a aproximadamente 250 bares (de 10 MPa a 25 MPa). Una tecnología alternativa para fuentes más pequeñas de emisiones de dióxido de carbono o cuando la tubería sea muy cara, es licuar el dióxido de carbono y transportar el dióxido de carbono a una presión por debajo de su presión crítica en forma de un líquido, por ejemplo, en un tanque grande de transporte marítimo. El proceso de oxidación mejoraría significativamente si el proceso de purificación del dióxido de carbono pudiese producir de modo barato un producto de dióxido de carbono líquido en lugar de una corriente de dióxido de carbono supercrítico a una temperatura cercana a la ambiental para el transporte por tuberías.

Un objetivo importante para la captura de carbono en un sistema de energía de oxidación es proporcionar un método para tratar el dióxido de carbono bruto comprimido para eliminar el nitrógeno y el argón y para reducir la concentración de oxígeno a menos de 100 ppm, preferiblemente con un bajo consumo de energía y una alta recuperación del dióxido de carbono. La recuperación del dióxido de carbono (basada en el dióxido de carbono en la corriente total del gas de combustión) debería ser, de modo ideal, mejor que 97%. Además, si el producto de dióxido de carbono purificado se produce como una corriente líquida a baja temperatura a una presión por debajo de su presión crítica, se facilita el transporte como un líquido o como un fluido supercrítico hasta el emplazamiento de almacenamiento de dióxido de carbono.

Otro método de captura del dióxido de carbono a partir de combustibles fósiles consiste en convertir el combustible fósil en una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno denominado gas de síntesis (o "sintegás") mediante la reformación catalítica con vapor; mediante oxidación parcial; mediante reformación catalítica calentada por gas; o mediante cualquier combinación de estos procesos conocidos, seguido de una reacción de desplazamiento del monóxido de carbono y el agua para producir un gas producto neto rico en hidrógeno que contiene dióxido de carbono como la impureza principal. Estos procesos se realizan a presiones elevadas, generalmente de aproximadamente 20 bares a aproximadamente 70 bares (de 2 MPa a 7 MPa).

El hidrógeno debe separarse de sus impurezas, tales como metano y monóxido de carbono. El monóxido de carbono también debe separarse y purificarse. Un método de purificación preferido es el empleo de un proceso de adsorción de oscilación de presión ("PSA") de lecho múltiple para producir hidrógeno puro. Una unidad de PSA típica, que funciona a una presión de 25 bares (2,5 MPa), tendría una recuperación típica de aproximadamente 85% a aproximadamente 90% de hidrógeno en el gas de alimentación. La composición del gas residual, generalmente a una presión de aproximadamente 1,2 bares a aproximadamente 1,5 bares (de 120 kPa a 150 kPa), depende del método utilizado 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 gas natural/vapor generalmente comprenderá aproximadamente 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 metano por debajo de 100 ppm.

La figura 1 muestra un diagrama de flujo de un proceso de la técnica anterior para la eliminación de gases contaminantes del dióxido de carbono bruto producido en un proceso de oxidación. 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; vol. 1, capítulo 26, pp. 451-475, Elsevier).

En la figura 1, la separación del dióxido de carbono se realiza en una planta de procesamiento a baja temperatura que emplea una refrigeración de dióxido de carbono para enfriar el gas de alimentación de dióxido de carbono bruto hasta una temperatura dentro de aproximadamente 2° C de la temperatura de congelación del dióxido de carbono. En este momento se produce una separación de fases del gas no condensado y la fase de gas, que contiene aproximadamente 25% molar de dióxido de carbono y aproximadamente 75% molar de gases contaminantes, se separa, se calienta y se expande para producir energía antes de emitirse a la atmósfera.

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 del gas de alimentación, siendo la presión de vapor del dióxido de carbono de 7,4 bares (740 kPa). La función de refrigeración se proporciona evaporando dos corrientes de dióxido de carbono líquido a unos niveles de presión de 8,7 bares (870 kPa) y 18,1 bares (aproximadamente 1,8 MPa) en los intercambiadores de calor E101 y E102. Las dos corrientes de gas de dióxido de carbono resultantes se introducen en los compresores de dióxido de carbono, K101 y K102, que normalmente son etapas de un compresor de múltiples etapas.

En la figura 1, una alimentación 130 de combustible carbonáceo se quema con una alimentación 132 de oxígeno en una unidad de oxicomustión R101 para producir una corriente 134 de gas de combustión, cuyo calor se emplea para generar vapor en una planta de generación de energía (no se muestra). La corriente 134 se divide en una parte principal (corriente 138) y una parte minoritaria (corriente 136). La corriente 138 se recicla hacia la unidad de oxicomustión R101. Una corriente 136 del gas de combustión se lava con agua en un recipiente de contacto de gas-líquido C105 para retirar los componentes hidrosolubles y producir un gas de combustión lavado. Una corriente 142 de agua se introduce en el recipiente C105 y una corriente 144 de agua que comprende los componentes hidrosolubles del gas de combustión se retira del mismo para proporcionar una corriente 146 de gas de combustión lavado.

La corriente 146 se comprime en un compresor K105 para producir una corriente 1 de gas de combustión lavado a una presión de aproximadamente 30 bares (3 MPa) que se seca hasta un punto de rocío menor que -60°C en un par de secadores desecantes de regeneración térmica C103 para producir una corriente 2 de gas de dióxido de carbono residual secado. La corriente 2 se enfría mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E101 hasta aproximadamente -23°C para producir una corriente 3 de dióxido de carbono gaseoso bruto que se introduce en un recipiente de separación de fases C101 en donde se separa para producir un primer líquido enriquecido en dióxido de carbono y un primer vapor que contiene la mayoría de los gases contaminantes.

Una corriente 4 del primer líquido enriquecido en dióxido de carbono se reduce en presión en la válvula V101 hasta aproximadamente 18 bares (1,8 MPa) para producir una corriente 5 del primer líquido enriquecido en dióxido de carbono de presión reducida, que se evapora mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E101 para proporcionar refrigeración y para producir una corriente 6 de un primer gas enriquecido en dióxido de carbono.

Una corriente 7 del primer vapor procedente del separador de fases C101 se enfría mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E102 hasta aproximadamente $-54,5^{\circ}\text{C}$ para producir una corriente 8 de fluido parcialmente condensado que se introduce en un segundo recipiente de separación de fases C102 en donde se separa para producir un segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono y un segundo vapor que contiene la mayoría de los gases contaminantes remanentes.

Una corriente 13 del segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono se calienta hasta una temperatura de aproximadamente -51°C mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E102 para producir una corriente 14 de un segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono calentado que se reduce en presión hasta 8,7 bares (870 kPa) en la válvula V102 para producir una corriente 15 de un segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono de presión reducida. La corriente 15 se evapora y se calienta mediante intercambio de calor indirecto en los intercambiadores de calor E101, E102 para proporcionar refrigeración y para producir una corriente 16 de un segundo gas enriquecido en dióxido de carbono. El calentamiento inicial de la corriente 13 en el intercambiador de calor E102 resulta crítica para evitar el congelamiento del segundo líquido enriquecido en dióxido de carbono tras una reducción de presión de aproximadamente 30 bares (3 MPa).

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

La corriente 16 se comprime en la primera etapa K102 de un compresor de dióxido de carbono centrífugo de múltiples etapas para producir una corriente 17 de gas de dióxido de carbono comprimido a una presión de aproximadamente 18 bares (1,8 MPa). El calor de la compresión se elimina de la corriente 17 en un refrigerador intermedio E104 empleando agua de enfriamiento como refrigerante. Una corriente 18 del gas de dióxido de carbono comprimido enfriado se combina con la corriente 6 y la corriente combinada se vuelve a comprimir en una segunda o posterior etapa o etapas K101 del compresor para producir una corriente 19 de un gas dióxido de carbono más comprimido a una presión de aproximadamente 110 bares (11 MPa). La concentración del dióxido de carbono en la corriente 19 es de aproximadamente 96% molar. El calor de la compresión se elimina de la corriente 19 en un posrefrigerador E105 empleando agua de alimentación de la caldera y/o condensado como refrigerante, calentando con ello el agua de alimentación de la caldera y/o condensado y produciendo una corriente 20 de gas de dióxido de carbono comprimido más enfriado a la presión de tubería, por ejemplo, a aproximadamente 110 bares (11 MPa).

Para simplificar, E101 y E102 se muestran en la figura 1 como intercambiadores de calor distintos. Sin embargo, tal como apreciarán los expertos en la técnica, los intercambiadores de calor E101 y E102, en realidad, habitualmente forman parte del intercambiador de calor principal, y las corrientes de alimentación entran y las corrientes de producto salen en las localizaciones más termodinámicamente eficaces. El intercambiador de calor principal E101, E102 habitualmente es un intercambiador de calor de aletas de placa de múltiples corrientes, preferiblemente fabricado de aluminio.

La tabla 1 es una tabla de equilibrio de calor y masa para el proceso mostrado en la figura 1.

Tabla 1

N.º de corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura °C	24,83	24,83	-22,86	-22,86	-30,87	11,21	-22,86	-54,50	-54,50	11,21
Presión bares a	30	30	29,8	29,8	18,12636	18,02636	29,8	29,7	29,7	29,65
Flujo kg/s	140,49	140,40	140,40	27,73	27,73	27,73	112,67	112,67	37,75	37,75
Composición										
CO2	72,7633	72,8651	72,8651	97,6055	97,6055	97,6055	67,3695	67,3695	24,7546	24,7546
N2	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
O2	5,4316	5,4392	5,4392	0,5218	0,5218	0,5218	6,5314	6,5314	14,8960	14,8960
H2O	0,1396	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO2	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
NO2	0,0043	0,0043	0,0043	0,0210	0,0210	0,0210	0,0006	0,0006	0,0000	0,0000
N.º de corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperatura °C	300,00	20,07	-54,50	-42,85	-55,50	11,21	69,17	25,00	195,10	43,00
Presión bares a	29,65	1,1	29,7	29,65	8,743321	8,543321	18,12636	18,02636	110	110
Flujo kg/s	37,75	37,75	74,92	74,92	74,92	74,92	74,92	74,92	102,65	102,65
Composición										
CO2	24,7546	24,7546	95,2747	95,2747	95,2747	95,2747	95,2747	95,2747	95,9012	95,9012
N2	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
O2	14,8960	14,8960	1,0542	1,0542	1,0542	1,0542	1,0542	1,0542	0,9111	0,9111
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

SO ₂		ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
NO		ppm	12,0859	12,0859	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,8913	1,5692
NO ₂		ppm	0,0000	0,0000	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0063

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 contiene aproximadamente 0,9% molar de oxígeno a una recuperación

de dióxido de carbono de aproximadamente 89%.

El concepto general de emplear la destilación para purificar el dióxido de carbono producido en un proceso de oxidación no es nuevo. A este respecto, Allam *et al.* ("A Study of the Extraction of CO₂ from the Flue Gas of a 500 MW Pulverized Coal Fired Boiler", Allam and Spilsbury; Energy Consers. Mgmt, vol. 33, n.º 5-8, pp. 373-378, 1992) describe un proceso para purificar el dióxido de carbono de un proceso de oxidación empleando destilación para purificar el dióxido de carbono para eliminar las impurezas "pesadas" (tales como dióxido de azufre y dióxido de nitrógeno) y los gases contaminantes, que incluyen oxígeno, nitrógeno y argón.

En Allam *et al.*, el sistema de dióxido de carbono se integra con una unidad de separación de aire ("ASU"), empleando la expansión de las corrientes de nitrógeno y de oxígeno para proporcionar refrigeración para el proceso de licuefacción del dióxido de carbono. El proceso recicla parte de la corriente que contiene oxígeno separada del dióxido de carbono hacia la caldera, y en este momento toma una corriente de purga para evitar que se acumulen los contaminantes. Se emplea una columna rectificadora 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.

Además, la idea general de que la columna de destilación puede utilizarse para retirar el oxígeno del dióxido de carbono producido en un proceso de oxidación ha sido descrita por los inventores en un artículo titulado "Purification of Oxyfuel-Derived CO₂ for Sequestration or EOR" presentado en the 8th Greenhouse Gas Control Technologies conference (GHGT-8), Trondheim, en junio de 2006. Sin embargo, no se indicaron detalles acerca de la manera de poner en práctica la idea general.

Otra técnica anterior incluye el documento GB-A-2151597 (Duckett, publicado en 1985) que describe un proceso que emplea membranas para concentrar una corriente de alimentación de dióxido de carbono a baja concentración, de modo que puede purificarse empleando la separación de fases. El objetivo es fabricar dióxido de carbono líquido para su venta, en lugar de recuperar la mayor cantidad posible de dióxido de carbono de un proceso de combustión y, por consiguiente, la recuperación del dióxido de carbono de la alimentación es muy baja, de aproximadamente 70%.

El documento GB-A-2151597 describe el uso de una corriente de alimentación de dióxido de carbono para proporcionar calor al rehedor 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 funcione el proceso de destilación.

El documento US-A-4.602.477 (Lucadamo, publicado en julio de 1986) describe un proceso para obtener los gases de salida hidrocarbonados y aumentar su valor separándolos en una corriente de hidrocarburos ligeros, una corriente de hidrocarburos pesados y una corriente de dióxido de carbono residual. La presencia del dióxido de carbono en la corriente disminuye el calentamiento y el valor económico del gas. El proceso emplea una unidad de membrana de dióxido de carbono para realizar la eliminación final del dióxido de carbono del producto de hidrocarburos ligeros, además de una etapa de destilación realizada a temperaturas bajas.

El objetivo del proceso descrito en el documento US-A-4.602.477 no es producir un dióxido de carbono de elevada pureza, sino retirar el dióxido de carbono de la alimentación de hidrocarburos. La etapa de destilación produce la corriente de dióxido de carbono como una corriente lateral procedente de una columna rectificadora que tiene un condensador. El proceso también emplea una columna de destilación para purificar la corriente de hidrocarburos pesados.

El documento US-A-4.977.745 (Heichberger, publicado en diciembre de 1990) describe un proceso para purificar una corriente de alimentación que tiene una pureza de alimentación de dióxido de carbono mayor que 85% molar. La corriente residual de elevada presión se calienta y se expande para recuperar energía, pero se emplea una fuente de refrigeración externa para licuar el dióxido de carbono.

El documento EP-A-0964215 (Novakand *et al.*, publicado en diciembre de 1999) describe la recuperación del dióxido de carbono de un proceso que emplea dióxido de carbono para congelar alimentos. El proceso implica el uso de una columna de destilación para recuperar el dióxido de carbono. La corriente de alimentación de dióxido de carbono a la columna proporciona una función de rehedor a la columna antes de introducirse en la columna como reflujo.

El documento US-A-4.952.223 (Kirshnamurthy *et al.*, publicado en agosto de 1990) describe un proceso de licuefacción del dióxido de carbono en el que la recuperación del dióxido de carbono mejora haciendo pasar el gas de emisión a un sistema de PSA para producir una corriente de reciclaje enriquecida en dióxido de carbono y una corriente de emisión depurada de dióxido de carbono.

Los documentos WO2007/126972A (Shah *et al.*, publicado en noviembre de 2007) y EP0965564A (Howard, publicado en diciembre de 1999) describen procesos para purificar dióxido de carbono bruto empleando la separación de transferencia de masas. En ambos casos, la alimentación bruta al sistema de columna se se toma

directamente del rehervidor en la parte inferior del sistema de columna.

Según un primer aspecto de la invención, se proporciona un método para purificar el dióxido de carbono impuro que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno y monóxido de carbono, comprendiendo dicho método:

comprimir un gas de dióxido de carbono impuro para producir un gas de dióxido de carbono impuro comprimido;
condensar al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro comprimido para producir un líquido de dióxido de carbono impuro;
expandir al menos una porción de dicho líquido de dióxido de carbono impuro para producir un líquido de dióxido de carbono impuro expandido; y
separar al menos una porción de dicho líquido de dióxido de carbono impuro expandido en un sistema de columna de separación de transferencia de masas para producir un primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo de dióxido de carbono;

en el que dicho líquido de fondo de dióxido de carbono se vuelve a hervir mediante intercambio de calor indirecto frente al gas de dióxido de carbono bruto para producir un vapor de dióxido de carbono para la columna y un gas de dióxido de carbono bruto enfriado, en el que dicho gas de dióxido de carbono impuro se deriva de dicho gas de dióxido de carbono bruto, y en el que dicho dióxido de carbono líquido impuro comprende al menos 90% molar de dióxido de carbono y dicho dióxido de carbono bruto comprende del 60% molar al 90% molar de dióxido de carbono.

Una ventaja de las realizaciones preferidas de la presente invención es que las condiciones de funcionamiento del sistema de columna de separación de transferencia de masas pueden seleccionarse de modo que el líquido de fondo de dióxido de carbono puede retirarse directamente como producto desde un sumidero de columna, y está listo para ser transportado por carretera, mar o tubería sin más ajustes de presión.

Pueden estar presentes otros contaminantes en el dióxido de carbono líquido impuro. Por ejemplo, si el método se emplea para recuperar el dióxido de carbono de un gas de combustión producido en un proceso de oxidación, los otros contaminantes habitualmente 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 emplea para recuperar el dióxido de carbono de un gas de emisión producido en un proceso de PSA de hidrógeno, los otros contaminantes habitualmente incluyen hidrógeno, monóxido de carbono, nitrógeno, metano y argón. El método de la presente invención preferiblemente también elimina la mayor parte de estos otros contaminantes del dióxido de carbono líquido impuro.

El dióxido de carbono líquido impuro generalmente comprende al menos aproximadamente 90% molar y, preferiblemente, aproximadamente 95% molar de dióxido de carbono.

El líquido de fondo de dióxido de carbono generalmente comprende al menos aproximadamente 99% molar, preferiblemente al menos aproximadamente 99,5% molar de dióxido de carbono, y lo más preferiblemente al menos aproximadamente 99,9% molar de dióxido de carbono.

La presión del gas de dióxido de carbono impuro comprimido es habitualmente de aproximadamente 50 bares a aproximadamente 90 bares (de 5 MPa a 9 MPa), y preferiblemente de aproximadamente 65 bares a aproximadamente 75 bares (de 6,5 MPa a 7,5 MPa). En las realizaciones del método en las que se purifica un dióxido de carbono impuro derivado del gas de combustión procedente de un proceso de oxidación, la presión del dióxido de carbono impuro comprimido puede ser de aproximadamente 68 bares a aproximadamente 71 bares (de 6,8MPa a 7,1 MPa). En las realizaciones del método en las que se purifica un dióxido de carbono impuro derivado del gas residual de un proceso de PSA de hidrógeno, la presión del dióxido de carbono impuro comprimido puede ser un poco menor, por ejemplo, de aproximadamente 66 bares a aproximadamente 67 bares (de 6,6 MPa a 6,7 MPa).

La temperatura a la cual se condensa el dióxido de carbono comprimido es proporcional a la presión del gas. Así, a medida que aumenta la presión, también aumenta la temperatura de condensación. Una ventaja de las realizaciones preferidas de la presente invención es que la presión del gas de dióxido de carbono impuro comprimido es relativamente elevada y, así, la temperatura de condensación también es alta. De hecho, a las presiones preferidas, el gas de dióxido de carbono impuro comprimido puede condensarse mediante intercambio de calor indirecto frente al agua como refrigerante. Esta característica reduce la función de refrigeración requerida por el proceso y, así, puede reducirse el consumo de energía global.

La presión de funcionamiento del sistema de columna habitualmente es de aproximadamente la presión del punto triple del dióxido de carbono, concretamente de aproximadamente 5,18 bares (518 kPa) a aproximadamente 50 bares (5 MPa), y preferiblemente de aproximadamente 25 bares a aproximadamente 35 bares (de 2,5 MPa a 3,5 MPa), por ejemplo, de aproximadamente 30 bares (3 MPa).

El sistema de columna de separación puede hacerse funcionar para que produzca un líquido de fondo de dióxido de carbono a una presión que está por debajo de la presión crítica del dióxido de carbono, que es de aproximadamente 73,9 bares (739 kPa). El producto de dióxido de carbono líquido después resulta adecuado para ser tomado directamente de un sumidero en el sistema de columna y ser transportado en un tanque para transporte por carretera o para transporte marítimo. Para el tanque para transporte por carretera, la presión del líquido de fondo de dióxido de carbono producido en el sistema de columna es, de modo adecuado, de aproximadamente 15 bares a aproximadamente 30 bares (de 1,5 MPa a 3 MPa), y para un tanque para transporte marítimo, la presión es, de modo adecuado, de aproximadamente 5 bares a aproximadamente 10 bares (de 500 kPa a 1 MPa). Estas realizaciones proporcionan una alternativa al transporte por tubería del dióxido de carbono a presión supercrítica.

Sin embargo, en algunas realizaciones, al menos una porción del líquido de fondo de dióxido de carbono puede bombearse para producir un líquido de dióxido de carbono presurizado, cuya presión puede estar por encima de la presión crítica del dióxido de carbono. El líquido de dióxido de carbono presurizado puede estar a una presión de aproximadamente 100 bares a aproximadamente 250 bares (de 10 MPa a 25 MPa). En estas realizaciones, al menos una porción del gas de dióxido de carbono impuro puede preenfriarse mediante intercambio de calor indirecto frente a un líquido de dióxido de carbono presurizado para producir un gas de dióxido de carbono impuro preenfriado para la compresión y un líquido de dióxido de carbono presurizado calentado.

El líquido de fondo de dióxido de carbono preferiblemente se vuelve a hervir mediante intercambio de calor indirecto frente a un gas de dióxido de carbono bruto para producir vapor de dióxido de carbono para la columna y gas de dióxido de carbono bruto enfriado. Una porción del gas de dióxido de carbono bruto puede condensar durante el rehervido del sistema de columna. La presión del gas de dióxido de carbono bruto puede ser de aproximadamente 15 bares a aproximadamente 60 bares (de 1,5 MPa a 6 MPa), preferiblemente de aproximadamente 25 bares a aproximadamente 35 bares (de 2,5 MPa a 3,5 MPa), por ejemplo, aproximadamente 30 bares (3 MPa). En realizaciones preferidas, la presión de funcionamiento de dicho sistema de columna es aproximadamente igual a la presión del gas de dióxido de carbono bruto.

El gas de dióxido de carbono bruto comprende del 60% al 90% molar de dióxido de carbono, por ejemplo, aproximadamente 75% molar de dióxido de carbono.

En realizaciones preferidas, el método comprende:

calentar al menos una porción del primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para producir un primer gas enriquecido en contaminantes; y
combinar al menos una porción del primer gas enriquecido en contaminantes con una alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado para producir dicho gas de dióxido de carbono bruto.

Si la presión de funcionamiento del sistema de columna es menor que la presión de la alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado, entonces el primer gas enriquecido en contaminantes debe comprimirse en un compresor de reciclaje hasta la presión de la alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado antes del reciclaje. Sin embargo, en realizaciones preferidas, el sistema de columna se hace funcionar a una presión que es mayor que la presión de la alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado en una cantidad aproximadamente igual a la caída de presión inherente entre el sistema de columna y la alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado. Estas realizaciones eliminan la necesidad de un compresor de reciclaje y, por tanto, tienen un consumo de energía global menor.

En otras realizaciones, el primer vapor enriquecido en contaminantes puede reciclarse hacia la alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado en una localización isoterma dentro de una disposición de intercambiadores de calor. En otras realizaciones, el primer gas enriquecido en contaminantes puede ser parcialmente condensado independientemente de la alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado e introducirse por separado en uno o más separadores de fases.

El gas de dióxido de carbono impuro se deriva preferiblemente del gas de dióxido de carbono bruto. En estas realizaciones, el método puede comprender:

enfriar aún más al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono bruto enfriado mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para producir un fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado;
separar las fases de al menos una porción de dicho fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado para producir un primer dióxido de carbono líquido impuro y un vapor depurado de dióxido de carbono;
expandir al menos una porción de dicho primer dióxido de carbono líquido impuro para producir un primer dióxido de carbono líquido impuro expandido a una primera presión; y
evaporar al menos una porción de dicho primer dióxido de carbono líquido impuro expandido mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para proporcionar al

menos una porción de la función de refrigeración requerida por el método y un primer dióxido de carbono gaseoso impuro. En dichas realizaciones, el primer dióxido de carbono gaseoso impuro forma al menos una porción del gas de dióxido de carbono impuro. La primera presión habitualmente es de aproximadamente 10 bares a aproximadamente 25 bares (de 1 MPa a 2,5 MPa), por ejemplo, de aproximadamente 17 a aproximadamente 18 bares (de 1,7 MPa a 1,8 MPa).

El método puede comprender además:

enfriar al menos una porción de dicho vapor depurado de dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para producir un fluido depurado de dióxido de carbono parcialmente condensado;
 separar las fases de al menos una porción de dicho fluido depurado de dióxido de carbono parcialmente condensado para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro y un vapor pobre en dióxido de carbono;
 expandir al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono líquido impuro para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido a una segunda presión que es menor que dicha primera presión;
 y
 evaporar al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para proporcionar al menos una porción de la función de refrigeración requerida por el método y un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro. La segunda presión puede ser de aproximadamente la presión del punto triple del dióxido de carbono a aproximadamente 15 bares (1,5 MPa), de aproximadamente 7 bares a aproximadamente 8 bares (de 700 kPa a 800 kPa).

La formación de dióxido de carbono sólido durante la expansión del segundo dióxido de carbono líquido impuro puede evitarse calentando el segundo dióxido de carbono líquido impuro mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, antes de la expansión.

El método puede comprender:

comprimir al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono gaseoso impuro para producir un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro comprimido a aproximadamente dicha primera presión; y
 combinar al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono impuro comprimido con al menos una porción de dicho primer dióxido de carbono gaseoso impuro, o un gas derivado de este, para producir al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro.

El vapor pobre en dióxido de carbono habitualmente se calienta mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, hasta la temperatura ambiente para producir un gas pobre en dióxido de carbono. Al menos una porción de gas pobre en dióxido de carbono puede calentarse mediante intercambio de calor indirecto y después expandirse para producir energía y un gas pobre en dióxido de carbono expandido que habitualmente se emite a la atmósfera. El calor de compresión de la compresión del gas de dióxido de carbono residual puede emplearse para calentar el gas pobre en dióxido de carbono.

Todos los gases inertes u otros contaminantes habitualmente se acaban emitiendo en el gas pobre en dióxido de carbono expandido debido al reciclaje del primer gas enriquecido en contaminantes.

Como alternativa al bombeado del líquido de fondo de dióxido de carbono, el método puede comprender:

vaporizar al menos una porción de dicho líquido de fondo de dióxido de carbono para producir un vapor de dióxido de carbono y dióxido de carbono líquido a una tercera presión;
 calentar al menos una porción de dicho vapor dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para proporcionar un gas de reciclaje de dióxido de carbono;
 reciclar al menos una porción de dicho gas de reciclaje de dióxido de carbono para formar una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro.

El término "vaporizar" es un término de la técnica y se refiere a reducir la presión de un fluido, habitualmente a través de una válvula, e introducir el fluido a presión reducida en un recipiente en el que se separan las fases líquida y de vapor.

El líquido de fondo de dióxido de carbono puede vaporizarse a cualquier presión menor que la presión de funcionamiento de la columna y por encima de la presión del punto triple del dióxido de carbono y, de modo adecuado, se vaporiza a una tercera presión de aproximadamente la presión del punto triple del dióxido de carbono a aproximadamente 30 bares (3 MPa), habitualmente de aproximadamente 6 bares a aproximadamente 10 bares (de 600 kPa a 1 MPa), por ejemplo, aproximadamente 7 bares (700 kPa).

La tercera presión es totalmente independiente de la primera y la segunda presión, y preferiblemente se selecciona para optimizar la eficacia del proceso. Por ejemplo, cuando la tercera presión es igual a la primera presión, el gas de reciclaje de dióxido de carbono puede combinarse con el primer dióxido de carbono gaseoso impuro sin ajuste de presión para formar el gas de dióxido de carbono impuro, evitando con ello el consumo de energía de un compresor de reciclaje.

Cuando la tercera presión es igual a la segunda presión, el gas de reciclaje de dióxido de carbono puede combinarse con el segundo dióxido de carbono gaseoso impuro sin ajuste de presión. El gas de dióxido de carbono combinado después puede comprimirse hasta la primera presión y combinarse con el primer dióxido de carbono gaseoso impuro para formar el gas de dióxido de carbono impuro.

Cuando la tercera presión es diferente de la primera y la segunda presión, las presiones de los diversos gases de dióxido de carbono impuros deben ajustarse de modo adecuado antes de su combinación para formar el gas de dióxido de carbono impuro. A este respecto, la tercera presión puede ser mayor que la primera (y la segunda) presión, en cuyo caso el primer (y el segundo) dióxido de carbono gaseoso impuro debe comprimirse hasta la tercera presión antes de su combinación con el gas de reciclaje de dióxido de carbono para formar el gas de dióxido de carbono impuro.

El método puede aplicarse para recuperar dióxido de carbono de cualquier corriente de gas residual que comprenda al menos aproximadamente 60% molar de dióxido de carbono. Sin embargo, el método tiene una aplicación concreta en la recuperación del dióxido de carbono de gases residuales generados en un proceso de oxidación o de gases residuales de un proceso de PSA de hidrógeno.

El primer contaminante puede ser oxígeno. En estas realizaciones, el gas de dióxido de carbono impuro puede obtenerse de los gases residuales generados en un proceso de oxidación.

El gas residual habitualmente se genera quemando un combustible seleccionado del grupo que consiste en un combustible carbonáceo, un combustible hidrocarbonáceo y sus mezclas, en presencia de oxígeno puro en un proceso de oxidación. El gas residual habitualmente se lava con agua para eliminar al menos la mayoría de los contaminantes hidrosolubles y para enfriar el gas. El gas residual lavado resultante habitualmente se comprime para formar un gas residual comprimido que después habitualmente se seca.

La etapa de lavado habitualmente se realiza en un recipiente de contacto de gas-líquido a contracorriente, tal como una columna de lavado (o depuradora).

El gas de combustión lavado se comprime hasta la presión de funcionamiento del sistema de secado del gas. En realizaciones en las que el sistema de secado del gas es al menos un secador desecante, la presión de funcionamiento habitualmente es de aproximadamente 10 bares a aproximadamente 50 bares (de 1 MPa a 5 MPa), y preferiblemente de aproximadamente 25 bares a aproximadamente 35 bares (de 2,5 MPa a 3,5 MPa), por ejemplo, de aproximadamente 30 bares (3 MPa). El calor de la compresión puede recuperarse precalentando el gas pobre en dióxido de carbono antes de la expansión y la emisión.

Las realizaciones del presente método en las que el primer contaminante es el oxígeno pueden incorporarse en el método descrito en el documento USSN 11/656.913, cuya descripción se incorpora en la presente como referencia. Así, en las realizaciones en que el primer contaminante es el oxígeno, el método puede comprender:

quemar un combustible seleccionado del grupo que consiste en un combustible carbonáceo, un combustible hidrocarbonáceo y sus mezclas, en presencia de oxígeno en una unidad de oxidación para producir un gas de combustión que comprende dióxido de carbono;
calentar al menos una porción de dicho vapor pobre en dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para proporcionar un gas pobre en dióxido de carbono;
separar el dióxido de carbono de al menos una porción de dicho gas pobre en dióxido de carbono mediante difusión a través de al menos una membrana permeable en un sistema de separación por membrana para producir un gas de dióxido de carbono separado y un gas de emisión; y
introducir al menos una porción del gas de dióxido de carbono separado procedente del sistema de separación por membrana en la unidad de oxidación. El gas de emisión puede expandirse para producir energía y después emitirse a la atmósfera.

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

comprimir el gas de combustión, o un gas derivado de este, a una presión elevada, habitualmente de

- aproximadamente 10 bares a aproximadamente 50 bares (de 1 MPa a 5 MPa);
 mantener dicho gas de combustión a dicha presión elevada en presencia de oxígeno y agua y, cuando se va a eliminar el dióxido de azufre, NO_x, durante un tiempo suficiente para convertir el dióxido de azufre en ácido sulfúrico y/o NO_x en ácido nítrico; y
 5 separar el ácido sulfúrico y/o ácido nítrico del gas de combustión para producir un gas de dióxido de carbono pobre en NO_x y sin dióxido de azufre, que habitualmente después se introduce en el sistema de secado del gas después de otra compresión hasta su presión de funcionamiento si fuera necesario. Una ventaja de estas realizaciones es que también se elimina cualquier mercurio presente en el gas de combustión.
- 10 Cuando el gas de dióxido de carbono bruto comprende SO₂ y NO_x, el método preferiblemente comprende convertir SO₂ en ácido sulfúrico a una primera presión elevada, y convertir NO_x en ácido nítrico a una segunda presión elevada que es mayor que la primera presión elevada. Una porción de NO_x puede convertirse en ácido nítrico a la primera presión elevada. Por ejemplo, si la concentración de alimentación de SO₂ es lo suficientemente baja, entonces podría producirse más ácido nítrico que ácido sulfúrico a la primera presión elevada.
- 15 En estas realizaciones, el método habitualmente comprende:
- lavar el gas de combustión, o un gas derivado de este, con agua a dicha primera presión elevada en un primer dispositivo de contacto de gas/líquido a contracorriente para producir un gas de dióxido de carbono sin SO₂ y una disolución de ácido sulfúrico acuosa;
 20 comprimir al menos una porción del gas de dióxido de carbono sin SO₂ hasta la segunda presión elevada; y lavar al menos una porción del gas de dióxido de carbono sin SO₂ con agua a la segunda presión elevada en un segundo dispositivo de contacto de gas/líquido a contracorriente para producir un gas de dióxido de carbono sin SO₂ y pobre en NO_x y una disolución de ácido nítrico acuosa; Al menos una porción del gas de
 25 dióxido de carbono sin SO₂ y pobre en NO_x entonces se introduce, después de una compresión adicional opcional si es necesario, en el sistema de secado de gas para producir un gas de dióxido de carbono contaminado.
- Al menos una porción de la disolución de ácido sulfúrico acuosa habitualmente se recicla hacia el primer dispositivo de contacto de gas/líquido, opcionalmente después de bombear y/o enfriar. Al menos una porción de la disolución de ácido nítrico acuosa habitualmente se recicla hacia el segundo dispositivo de contacto de gas/líquido, opcionalmente después de bombear y/o enfriar.
- 30 La primera presión elevada habitualmente es de aproximadamente 10 bares a aproximadamente 20 bares (de 1 MPa a 2 MPa) y es preferiblemente de aproximadamente 15 bares (1,5 MPa). Cuando el gas de combustión se comprime hasta la primera presión elevada, dicha compresión es preferiblemente adiabática. La segunda presión elevada habitualmente es de aproximadamente 25 bares a 35 bares (de 2,5 MPa a 3,5 MPa) y es preferiblemente de aproximadamente 30 bares (3 MPa).
- 35 El primer contaminante puede ser monóxido de carbono. En estas realizaciones, el gas de dióxido de carbono impuro puede obtenerse de los gases residuales de un proceso de PSA de hidrógeno.
- Un combustible carbonáceo (por ejemplo, carbón) o un combustible hidrocarbonáceo (por ejemplo, metano o gas natural) puede convertirse en sintegás mediante reformación catalítica con vapor, oxidación parcial, reformación catalítica calentada por gas, o cualquier combinación de estos procesos. El sintegás puede someterse a una reacción de desplazamiento con agua para producir un gas enriquecido en hidrógeno que comprende dióxido de carbono como componente principal. Estos procesos generalmente se realizan a una presión de aproximadamente
 45 20 bares a aproximadamente 70 bares (de 2 MPa a 7 MPa).
- 50 El hidrógeno puede separarse del gas enriquecido en hidrógeno mediante un sistema de PSA, habitualmente una unidad de PSA de múltiples lechos. Un sistema de PSA generalmente funciona a aproximadamente 25 bares (2,5 MPa). La composición de la corriente de gas residual procedente del sistema de PSA depende del combustible utilizado, pero habitualmente comprende al menos aproximadamente 60% molar de dióxido de carbono con cantidades menores de hidrógeno, metano, monóxido de carbono y agua.
- 55 En lugar de emitir el primer gas enriquecido en contaminantes (que, en estas realizaciones, contiene cantidades sustanciales de monóxido de carbono, junto con hidrógeno, metano y dióxido de carbono), el gas puede reciclarse hacia el proceso de generación de sintegás.
- 60 Al menos la mayoría (concretamente, más del 50%), preferiblemente al menos 75% y más preferiblemente al menos 90% de la función de refrigeración completa requerida por el método preferiblemente se proporciona internamente por medio del intercambio de calor indirecto entre las corrientes del proceso.
- 65 Cualquier función de refrigeración remanente que no sea proporcionada internamente por la evaporación de las corrientes del proceso líquidas puede ser proporcionada evaporando un refrigerante externo. Sin embargo, se prefiere que la función de refrigeración completa requerida por el método sea proporcionada internamente, es decir,

sin el uso de un refrigerante externo, por medio del intercambio de calor indirecto entre las corrientes del proceso.

La expresión “función de refrigeración” se refiere solo a la función de refrigeración subambiental, es decir, la función de refrigeración por debajo de la temperatura ambiente, y excluye la función de enfriamiento a la temperatura ambiente o a una temperatura mayor que esta.

En realizaciones preferidas, el dióxido de carbono líquido impuro preferiblemente se introduce en el sistema de columna en una localización en la parte superior, o cercana a esta, de la columna o de cada columna.

Según un segundo aspecto de la presente invención, se proporciona un aparato para purificar un dióxido de carbono impuro que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno y monóxido de carbono según un método del primer aspecto, y el aparato comprende:

- una primera disposición de compresor para comprimir el gas de dióxido de carbono impuro para producir un gas de dióxido de carbono impuro comprimido;
- una disposición de condensador para condensar el gas de dióxido de carbono impuro comprimido para producir un líquido de dióxido de carbono impuro;
- una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono impuro comprimido procedente de dicha primera disposición de compresor en dicha disposición de condensador;
- una primera disposición de reducción de la presión para expandir el líquido de dióxido de carbono impuro para producir un líquido de dióxido de carbono impuro expandido;
- una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de dicha disposición de condensador en dicha primera disposición de reducción de la presión;
- un sistema de columna de separación de transferencia de masas para separar el líquido de dióxido de carbono impuro expandido para producir un primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo de dióxido de carbono; y
- una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro expandido procedente de dicha primera disposición de reducción de la presión en dicho sistema de columna;
- un rehervidor para volver a hervir el líquido de fondo de dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto frente a un gas de dióxido de carbono bruto para producir un vapor de dióxido de carbono para el sistema de columna y un gas de dióxido de carbono bruto enfriado;
- una disposición de intercambiador de calor para enfriar el líquido de dióxido de carbono impuro mediante intercambio de calor indirecto para producir un líquido de dióxido de carbono impuro enfriado;
- una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono bruto enfriado procedente de dicho rehervidor en dicha disposición de intercambiador de calor para un mayor enfriamiento para producir un fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado;
- un separador de fases para separar las fases del fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado en un primer dióxido de carbono líquido impuro y un vapor depurado de dióxido de carbono;
- una disposición de conducto para introducir el fluido de dióxido de carbono impuro parcialmente condensado procedente de dicha disposición de intercambiador de calor en dicho separador de fases;
- una segunda disposición de reducción de la presión para expandir el primer dióxido de carbono líquido impuro para producir un primer dióxido de carbono líquido impuro expandido a una primera presión;
- una disposición de conducto para introducir el primer dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho separador de fases en dicha segunda disposición de reducción de la presión;
- una disposición de conducto para introducir el primer dióxido de carbono líquido impuro expandido procedente de la segunda disposición de reducción de la presión en dicha disposición de intercambiador de calor para la evaporación para proporcionar refrigeración al método y un primer dióxido de carbono gaseoso impuro; y
- una disposición de conducto para introducir el primer dióxido de carbono gaseoso impuro procedente de dicha disposición de intercambiador de calor en dicha primera disposición de compresor;
- en el que la disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de dicha disposición de condensador en dicha primera disposición de reducción de la presión comprende:

- una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de dicha disposición de condensador en dicha disposición de intercambiador de calor;
- al menos un paso para fluidos en dicha disposición de intercambiador de calor; y
- una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro enfriado procedente de dicha disposición de intercambiador de calor en dicha primera disposición de reducción de la presión.

Una “disposición” para realizar una función concreta es uno o más dispositivos adaptados y construidos para realizar esa función. Por ejemplo, una “disposición de conducto” es cualquier forma de conducto adecuado para trasladar el fluido pertinente entre las partes indicadas del aparato. Un ejemplo adecuado es una tubería o un conjunto de tuberías. Sin embargo, una disposición de conducto puede comprender otras características, tales como al menos un paso para fluidos en una disposición de intercambio de calor o una disposición de compresor.

La “disposición de condensador” funciona enfriando el gas de dióxido de carbono impuro comprimido mediante

intercambio de calor indirecto frente al menos a un refrigerante, tal como agua. Un ejemplo de una disposición de condensador adecuada es un posrefrigerador para la primera disposición de compresor.

5 La "primera disposición de compresor" es cualquier forma de compresor adecuado para comprimir un gas de dióxido de carbono. Un ejemplo adecuado incluye un compresor centrífugo de una etapa o de múltiples etapas o al menos una etapa de un compresor centrífugo de múltiples etapas con refrigeración intermedia opcional.

10 La "primera disposición de reducción de la presión" puede ser cualquier dispositivo adecuado para expandir un dióxido de carbono líquido presurizado. Un ejemplo adecuado incluye una válvula de reducción de la presión.

El sistema de columna de separación de transferencia de masas habitualmente comprende al menos una columna de destilación. En realizaciones preferidas, solo existe una columna.

15 El aparato comprende un intercambiador de calor para enfriar al menos una porción del líquido de dióxido de carbono impuro enfriado mediante intercambio de calor indirecto, habitualmente con al menos una corriente del proceso, para producir un líquido de dióxido de carbono impuro enfriado. En estas realizaciones, la disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de la disposición de condensador en la primera disposición de reducción de la presión comprende:

20 una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de la disposición de condensador en la disposición de intercambiador de calor;
al menos un paso para fluidos en la disposición de intercambiador de calor; y
una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro enfriado procedente de la disposición de intercambiador de calor en la primera disposición de reducción de la presión.

25 La disposición de intercambiador de calor habitualmente es un intercambiador de calor de aletas de placa de múltiples corrientes que presenta una pluralidad de pasos para fluidos en los que la corriente o corrientes de enfriamiento fluyen a contracorriente con la corriente o corrientes de calentamiento. Resulta deseable que las corrientes de alimentación entren y las corrientes de producto salgan del intercambiador de calor principal en las localizaciones más termodinámicamente eficaces. El intercambiador de calor habitualmente está fabricado de aluminio.

30 En ciertas realizaciones, el aparato puede comprender una disposición de conducto para distribuir el líquido de fondo de dióxido de carbono directamente desde el sumidero del sistema de columna hacia, por ejemplo, un tanque para transporte por carretera o para transporte marítimo. En otras realizaciones, el aparato puede comprender:

35 una disposición de bomba para bombear el líquido de fondo de dióxido de carbono para producir un líquido de dióxido de carbono presurizado; y
una disposición de conducto para introducir el líquido de fondo de dióxido de carbono procedente del sistema de columna en la disposición de bomba. La "disposición de bomba" habitualmente es una bomba de líquidos.

40 En estas realizaciones, el aparato habitualmente comprende una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono presurizado procedente de la disposición de bomba en una tubería de distribución. Estas realizaciones preferiblemente comprenden:

45 un prerrefrigerador para preenfriar un gas de dióxido de carbono impuro mediante intercambio de calor indirecto frente al líquido de dióxido de carbono presurizado;
una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono presurizado procedente de la disposición de bomba en el prerrefrigerador; y
50 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono impuro preenfriado procedente del prerrefrigerador en una primera disposición de compresor.

El aparato habitualmente comprende un rehervidor para volver a hervir el líquido de fondo de dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto frente a un gas de dióxido de carbono bruto para producir un vapor de dióxido de carbono para la columna y un gas de dióxido de carbono bruto enfriado. El rehervidor puede estar localizado dentro del sistema de columna (por ejemplo, en el sumidero de la columna) o fuera del sistema de columna, tal como se conoce en la técnica. Se emplearán una o más disposiciones de conducto adecuadas para el rehervidor dependiendo de la localización del rehervidor con relación a la columna, tal como se conoce en la técnica.

60 El aparato puede comprender:

una disposición de conducto para introducir un primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes procedente del sistema de columna en la disposición de intercambiador de calor para el calentamiento para producir un primer gas enriquecido en contaminantes; y
65 una disposición de conducto para combinar el primer gas enriquecido en contaminantes procedente de la disposición de intercambiador de calor con el gas de dióxido de carbono contaminado para formar un gas de

dióxido de carbono bruto y para introducir al menos una porción del gas de dióxido de carbono bruto en el rehervidor.

El aparato preferiblemente comprende:

- 5 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono bruto enfriado procedente del rehervidor en la disposición de intercambiador de calor para un mayor enfriamiento, mediante intercambio de calor indirecto, para producir un fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado;
- 10 un separador de fases para separar las fases del fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado en un primer dióxido de carbono líquido impuro y un vapor depurado de dióxido de carbono;
- una disposición de conducto para introducir el fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado procedente de la disposición de intercambiador de calor en el separador de fases;
- una segunda disposición de reducción de la presión para expandir el primer dióxido de carbono líquido impuro para producir un primer dióxido de carbono líquido impuro expandido a una primera presión;
- 15 una disposición de conducto para introducir el primer dióxido de carbono líquido impuro procedente del separador de fases en la segunda disposición de reducción de la presión;
- una disposición de conducto para introducir el primer dióxido de carbono líquido impuro expandido procedente de la segunda disposición de reducción de la presión en la disposición de intercambiador de calor para la evaporación para proporcionar refrigeración al método y un primer dióxido de carbono gaseoso impuro; y
- 20 una disposición de conducto para introducir el primer dióxido de carbono impuro procedente de la disposición de intercambiador de calor en la primera disposición de compresor.

El aparato preferiblemente comprende además:

- 25 una disposición de conducto para introducir el vapor depurado en dióxido de carbono procedente del separador de fases en la disposición de intercambiador de calor para el enfriamiento, mediante intercambio de calor indirecto, para producir un fluido depurado en dióxido de carbono parcialmente condensado;
- 30 otro separador de fases para separar las fases del fluido depurado en dióxido de carbono parcialmente condensado para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro y un vapor pobre en dióxido de carbono;
- una disposición de conducto para introducir el fluido depurado en dióxido de carbono parcialmente condensado procedente de la disposición de intercambiador de calor en el otro separador de fases;
- una tercera disposición de reducción de la presión para expandir el segundo dióxido de carbono líquido impuro para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido;
- 35 una disposición de conducto para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro procedente del otro separador de fases en la tercera disposición de reducción de la presión; y
- una disposición de conducto para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido en la disposición de intercambiador de calor para la evaporación para proporcionar refrigeración al método y un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro.

La "segunda disposición de compresión" puede ser un compresor centrífugo de una etapa o de múltiples etapas, o una o más etapas en un compresor centrífugo de múltiples etapas con refrigeración intermedia opcional. En realizaciones preferidas, la primera y segunda disposición de compresión son etapas dentro de la misma máquina de funcionamiento integral.

En estas realizaciones, la disposición de conducto para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro procedente del otro separador de fases en la tercera disposición de reducción de la presión puede comprender:

- 50 una disposición de conducto para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro procedente del otro separador de fases en la disposición de intercambiador de calor para el calentamiento para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro calentado;
- al menos un paso para fluidos dentro de la disposición de intercambiador de calor; y
- una disposición de conducto para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro calentado procedente de la disposición de intercambiador de calor en la tercera disposición de reducción de la presión.

El aparato puede comprender:

- 60 una segunda disposición de compresor para comprimir el segundo dióxido de carbono gaseoso impuro para producir un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro comprimido;
- una disposición de conducto para introducir el segundo dióxido de carbono gaseoso impuro procedente de la disposición de intercambiador de calor en la segunda disposición de compresor; y
- una disposición de conducto para introducir el segundo dióxido de carbono gaseoso impuro procedente de la segunda disposición de compresor en la disposición de conducto para introducir el primer dióxido de carbono gaseoso impuro procedente de la primera disposición de compresor.

En otras realizaciones preferidas, el aparato comprende:

un recipiente de vaporización para vaporizar el líquido de fondo de dióxido de carbono para producir un vapor de dióxido de carbono y un dióxido de carbono líquido a una tercera presión;
 una disposición de conducto para introducir el líquido de fondo de dióxido de carbono procedente del sistema de columna en el recipiente de vaporización;
 una disposición de conducto para introducir el vapor de dióxido de carbono procedente del recipiente de vaporización en la disposición de intercambiador de calor para el calentamiento para producir un gas de reciclaje de dióxido de carbono; y
 una disposición de conducto para reciclar el gas de reciclaje de dióxido de carbono como al menos una porción del gas de dióxido de carbono impuro hacia la primera disposición de compresor.

En estas realizaciones, el aparato requerido dependerá de la magnitud de la tercera presión con relación a la primera y segunda presión. Por ejemplo, cuando la tercera presión es igual a la primera presión, el aparato puede comprender además una disposición de conducto para combinar el gas de reciclaje de dióxido de carbono con el primer dióxido de carbono gaseoso impuro y para introducir el gas combinado en la primera disposición de compresor.

Cuando la tercera presión es diferente de la primera presión, será necesaria otra disposición de compresor, junto con una o más disposiciones de conducto adecuadas, antes de que puedan combinarse los gases de dióxido de carbono pertinentes e introducirse en la primera disposición de compresor. La otra disposición de compresión puede ser para el primer (o segundo) dióxido de carbono gaseoso impuro o para el gas de reciclaje de dióxido de carbono, dependiendo de la relación entre las presiones.

Cuando la tercera presión es menor que la primera presión, una opción sería que la disposición de conducto para reciclar el gas de reciclaje de dióxido de carbono comprendiese:

una tercera disposición de compresor para comprimir el gas de reciclaje de dióxido de carbono para producir un gas de reciclaje de dióxido de carbono comprimido a la primera presión;
 una disposición de conducto para introducir el gas de reciclaje de dióxido de carbono procedente de la disposición de intercambiador de calor en la tercera disposición de compresor; y
 una disposición de conducto para reciclar el gas de reciclaje de dióxido de carbono comprimido como al menos una porción del gas de dióxido de carbono impuro hacia la primera disposición de compresor.

La “tercera disposición de compresión” puede ser un compresor centrífugo de una etapa o de múltiples etapas, o puede ser una o más etapas de un compresor centrífugo de múltiples etapas con refrigeración intermedia opcional. En realizaciones preferidas, la primera, la segunda y la tercera disposición de compresión son etapas dentro de la misma máquina de funcionamiento integral.

En realizaciones en las que el gas de dióxido de carbono residual se deriva de un gas de combustión producido en un proceso de oxicomustión, el aparato puede comprender:

una unidad de oxicomustión para quemar un combustible seleccionado del grupo que consiste en un combustible carbonáceo, un combustible hidrocarbonáceo y sus mezclas, en presencia de oxígeno para producir un gas de combustión que comprende dióxido de carbono;
 un recipiente de contacto de gas/líquido para lavar al menos una porción del gas de combustión con agua para retirar los componentes hidrosolubles y producir un gas de combustión lavado;
 una disposición de conducto para introducir el gas de combustión procedente de la unidad de oxicomustión en el recipiente de contacto de gas/líquido;
 una cuarta disposición de compresor para comprimir el gas de combustión lavado comprimido para producir un gas de combustión comprimido;
 una disposición de conducto para introducir el gas de combustión lavado procedente del recipiente de contacto de gas/líquido en la cuarta disposición de compresión;
 un sistema de secado de gases para secar el gas de combustión comprimido para producir un gas de dióxido de carbono contaminado;
 una disposición de conducto para introducir el gas de combustión comprimido procedente de la cuarta disposición de compresor en el sistema de secado de gases; y
 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono contaminado, o un gas derivado de este, en el rehervidor.

La “cuarta disposición de compresión” puede ser un compresor centrífugo de una etapa o de múltiples etapas, o es una o más etapas de un compresor centrífugo de múltiples etapas con refrigeración intermedia opcional. Sin embargo, la cuarta disposición de compresión preferiblemente es una combinación de un compresor axial para la función de compresión inicial (por ejemplo, para una compresión entre aproximadamente 1 bar y aproximadamente 15 bares (100 kPa y 1,5 MPa)) y un compresor centrífugo para cualquier función de compresión remanente (por ejemplo, de aproximadamente 15 bares a aproximadamente 30 bares (de 1,5 MPa a 3 MPa)).

El aparato puede comprender:

- 5 una unidad de oxidación para quemar un combustible seleccionado del grupo que consiste en un combustible carbonáceo, un combustible hidrocarbonáceo y sus mezclas, en presencia de oxígeno para producir un gas de combustión que comprende dióxido de carbono;
- una disposición de conducto para introducir el vapor pobre en dióxido de carbono en la disposición de intercambiador de calor para el calentamiento, mediante intercambio de calor indirecto, para producir un gas pobre en dióxido de carbono;
- 10 un sistema de separación por membrana que comprende al menos una membrana permeable para separar el dióxido de carbono del gas pobre en dióxido de carbono para producir un gas de dióxido de carbono separado y un gas de emisión;
- una disposición de conducto para introducir el gas pobre en dióxido de carbono procedente de la disposición de intercambiador de calor en el sistema de separación por membrana; y
- 15 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono separado procedente de la unidad de separación por membrana en la unidad de oxidación.

En realizaciones que incluyen la separación de uno o más contaminantes seleccionados del grupo que consiste en SO₂ y NO_x del gas de combustión, el aparato puede comprender:

- 20 al menos un dispositivo de contacto de gas/líquido a contracorriente para lavar el gas de combustión, o un gas derivado de este, con agua a presión elevada en presencia de oxígeno, y cuando se va a eliminar SO₂, NO_x, durante un tiempo suficiente para convertir SO₂ en ácido sulfúrico y/o NO_x en ácido nítrico;
- una disposición de conducto para introducir el gas de combustión a presión elevada procedente de la cuarta disposición de compresor en cada uno de los respectivos dispositivos de contacto de gas/líquido; y
- 25 una o más disposiciones de conducto para reciclar la disolución de ácido sulfúrico acuosa y/o la disolución de ácido nítrico acuosa hacia cada uno de los respectivos dispositivos de contacto de gas/líquido.

En realizaciones en las que la cuarta disposición de compresor es un compresor de múltiples etapas, el aparato puede comprender:

- 30 una primera etapa de compresión para comprimir el gas de combustión hasta una primera presión elevada;
- una disposición de conducto para introducir el gas de combustión en la primera etapa del compresor;
- un primer dispositivo de contacto de gas/líquido a contracorriente para lavar el gas de combustión con agua a la primera presión elevada durante un tiempo suficiente para producir un gas de dióxido de carbono sin SO₂ y
- 35 una disolución de ácido sulfúrico acuosa;
- una disposición de conducto para introducir el gas de combustión a la primera presión elevada procedente de la primera etapa de compresión en el primer dispositivo de contacto de gas/líquido;
- una disposición de conducto para reciclar la disolución de ácido sulfúrico acuosa hacia la primera columna de contacto de gas/líquido;
- 40 una segunda etapa de compresión para comprimir el gas de dióxido de carbono sin SO₂ hasta una segunda presión elevada que es mayor que la primera presión elevada;
- una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono sin SO₂ procedente del primer dispositivo de contacto de gas/líquido a contracorriente en la segunda etapa de compresión;
- un segundo dispositivo de contacto de gas/líquido a contracorriente para lavar el gas de dióxido de carbono
- 45 sin SO₂ con agua a la segunda presión elevada durante un tiempo suficiente para producir un gas de dióxido de carbono sin SO₂ y pobre en NO_x y una disolución de ácido nítrico acuosa;
- una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono sin SO₂ a la segunda presión elevada procedente de la segunda etapa de compresión en el segundo dispositivo de contacto de gas/líquido;
- 50 una disposición de conducto para reciclar la disolución de ácido nítrico acuosa hacia el segundo dispositivo de contacto de gas/líquido; y
- una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono sin SO₂ y pobre en NO_x procedente del segundo dispositivo de contacto de gas/líquido a contracorriente en el sistema de secado de gases.

La primera y la segunda etapa de compresión pueden ser etapas del mismo compresor de dióxido de carbono de funcionamiento integral de múltiples etapas. Sin embargo, en realizaciones preferidas, se emplea un compresor axial para la compresión hasta primera presión elevada (por ejemplo, aproximadamente 15 bares (1,5 MPa)) y al menos una etapa de la máquina de funcionamiento integral se emplea para la compresión hasta la segunda presión elevada (por ejemplo, de aproximadamente 15 bares a aproximadamente 30 bares (de 1,5 MPa a 3 MPa)).

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

- un sistema de PSA de hidrógeno para separar un gas de hidrógeno bruto que comprende dióxido de carbono y monóxido de carbono para producir un gas de hidrógeno y un gas de dióxido de carbono residual que
- 65 comprende monóxido de carbono;
- una quinta disposición de compresión para comprimir el gas de dióxido de carbono residual para producir un

gas de dióxido de carbono residual comprimido;
 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono residual procedente del sistema de PSA de hidrógeno en la quinta disposición de compresión;
 un sistema de secado de gases para secar el gas de dióxido de carbono residual comprimido para producir un gas de dióxido de carbono contaminado;
 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono residual comprimido en el sistema de secado de gases; y
 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono contaminado, o un gas derivado de este, en el rehervidor.

La "quinta disposición de compresión" puede ser un compresor centrífugo de una etapa o de múltiples etapas.

La presente invención se describirá a continuación solo como ejemplo y remitiéndose a las figuras 2 y 3. Con respecto a las figuras:

La figura 1 es una representación esquemática (diagrama de flujo) de un proceso de la técnica anterior para recuperar el dióxido de carbono de un gas de dióxido de carbono residual;
 la figura 2 es una representación esquemática (diagrama de flujo) de una realización de la presente invención, en la que el dióxido de carbono líquido se bombea antes de la distribución; y
 La figura 3 es una representación esquemática (diagrama de flujo) de una realización de la presente invención, en la que el dióxido de carbono líquido se vaporiza y el gas de dióxido de carbono vaporizado se recicla.

Los procesos mostrados en las figuras 2 y 3 pueden emplearse para purificar un gas de combustión procedente de un proceso de oxidación (no se muestra) o un gas residual procedente de un proceso de PSA de hidrógeno (no se muestra). Por conveniencia, la siguiente descripción es un análisis de los ejemplos de realizaciones aplicadas a la purificación de un gas de combustión procedente de un proceso de oxidación.

Con respecto a la figura 2, el gas de combustión procedente de un proceso de oxidación (no se muestra) se lava en una columna de lavado (no se muestra) para eliminar los contaminantes solubles y después se comprime en un compresor (no se muestra) para producir una corriente 101 de gas de combustión comprimido, como el de la corriente 1 del proceso de la técnica anterior de la figura 1, a una presión de aproximadamente 30 bares (3 MPa) y que comprende aproximadamente 73% molar de dióxido de carbono. La corriente 101 se introduce en un par de secadores desecantes de regeneración térmica C103 en donde se seca para producir una corriente 102 de gas de dióxido de carbono contaminado. La corriente 102 se combina con una corriente 123 de gas enriquecido en oxígeno comprimido reciclado desde corriente abajo (véase a continuación) para formar una corriente 103 de gas de dióxido de carbono bruto.

La corriente 103 se emplea para volver a hervir una columna de separación de transferencia de masas C104 (véase a continuación) en el rehervidor E104 para producir vapor para la columna C104 y una corriente 104 de gas de dióxido de carbono bruto enfriado. La corriente 104 se enfría aún más y se condensa parcialmente en el intercambiador de calor E101 para producir una corriente 105 de fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado. La corriente 105 se introduce en un separador de fases C101, en donde se separa en un primer dióxido de carbono líquido impuro y un vapor depurado de dióxido de carbono.

Una corriente 117 del primer dióxido de carbono líquido impuro se expande a lo largo de una válvula de reducción de presión V101 para producir una corriente 118 de un primer dióxido de carbono líquido impuro expandido a una presión de aproximadamente 17,9 bares (aproximadamente 1,8 MPa). La corriente 118 se evapora mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E101 para proporcionar una porción de la función de refrigeración requerida por el proceso y una corriente 119 de un primer dióxido de carbono gaseoso impuro.

Una corriente 106 de vapor depurado de dióxido de carbono se retira del separador de fases C101 y se enfría y se condensa parcialmente mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E102 para producir una corriente 107 de fluido depurado en dióxido de carbono parcialmente condensado. La corriente 107 se introduce en otro separador de fases C102, en donde se separa para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro y un vapor pobre en dióxido de carbono.

Una corriente 108 de vapor pobre en dióxido de carbono se retira del otro separador de fases C102 y se calienta mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E102, E101 para producir una corriente 109 de un gas pobre en dióxido de carbono a una temperatura de aproximadamente 19° C. La corriente 109 se calienta mediante intercambio de calor indirecto en el precalentador E103 hasta aproximadamente 300° C para producir una corriente expandida 110 que se expande hasta aproximadamente la presión atmosférica en la turbina K103 para producir energía eléctrica y una corriente 111 de gas de emisión que se emite a la atmósfera.

Una corriente 112 del segundo dióxido de carbono líquido impuro se calienta mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E102 para producir una corriente 113 de un segundo dióxido de carbono líquido impuro

calentado. La corriente 113 se expande a lo largo de una válvula de reducción de presión V102 para producir una corriente 114 de un segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido a una presión de aproximadamente 7,7 bares (770 kPa).

5 La corriente 114 se evapora mediante intercambio de calor indirecto en los intercambiadores de calor E102, E101 para proporcionar otra porción de la función de refrigeración requerida por el proceso y una corriente 115 de un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro. La corriente 115 se comprime en el compresor K102 y se retira una porción del calor de compresión mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E105 para producir una corriente 116 de un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro comprimido a una presión de
10 aproximadamente 17,9 bares (aproximadamente 1,8 MPa).

La corriente 116 se combina con la corriente 119 para producir un gas de dióxido de carbono impuro que se comprime en el compresor K101 para producir un gas de dióxido de carbono impuro comprimido a una presión de aproximadamente 70,9 bares (aproximadamente 7,1 MPa). El calor de compresión se retira de dicho gas de dióxido de carbono impuro comprimido mediante intercambio de calor indirecto con un refrigerante, habitualmente agua, en el posrefrigerador E106, condensando con ello el gas de dióxido de carbono impuro comprimido y produciendo una corriente 120 de líquido de dióxido de carbono impuro.
15

La corriente 120 se subenfía mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E101 para producir una corriente 121 de líquido de dióxido de carbono impuro. La corriente 121 se expande a lo largo de una válvula de reducción de presión V103 para producir un líquido de dióxido de carbono impuro expandido a una presión de aproximadamente 30 bares (3 MPa) que se introduce en la parte superior de la columna C104, en donde se separa en un vapor de cabecera enriquecido en oxígeno y un líquido de fondo de dióxido de carbono. La columna C104 se vuelve a hervir evaporando una porción del líquido de fondo de dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto en el rehervidor E104 frente a la corriente 103 de gas de dióxido de carbono bruto.
20
25

Una corriente 122 del vapor de cabecera enriquecido en oxígeno se calienta mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E101 para producir una corriente 123 de gas enriquecido en oxígeno calentado, que se recicla hacia la corriente 102 de gas de dióxido de carbono contaminado para proporcionar la corriente 103 de gas de dióxido de carbono bruto.
30

En otras realizaciones (que no se ofrecen como ejemplo), la corriente 122 puede reciclarse hacia otras localizaciones. Por ejemplo, la corriente 122 puede reciclarse hacia la corriente 104 en la localización isoterma dentro del intercambiador de calor E101. Además, la corriente 123 puede condensarse parcialmente de modo independiente de la corriente 104 en el intercambiador de calor E101 y después introducirse como una corriente de alimentación separada en el separador de fases C101. Además, la corriente 122 puede condensarse parcialmente de modo independiente de las corrientes 104 y 106 en los intercambiadores de calor E101, E102 y después introducirse como una corriente de alimentación separada en el otro separador de fases C102.
35

Una corriente 124 de líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono se retira de la columna C104 y se bombea en la bomba P101 para producir una corriente 125 de líquido de dióxido de carbono presurizado a una presión de aproximadamente 110 bares (11 MPa) que es adecuado para su transporte por tubería.
40

La función de refrigeración y de bomba de calor para la columna C104 en la figura 2 es proporcionada por un sistema de reciclaje de dióxido de carbono de dos niveles de presión, que funciona con una presión de descarga y dos presiones de succión determinadas por medio de la presión de 30 bares (3 MPa) del gas de dióxido de carbono bruto y la pureza y el nivel de presión de funcionamiento de la columna C104 que se fija por medio de la presión de administración del líquido de dióxido de carbono requerida.
45

En la realización ejemplificada en la figura 2, la columna C104 funciona a una presión de aproximadamente 30 bares (3 MPa) y el producto de líquido de dióxido de carbono se presuriza por encima de la presión crítica del dióxido de carbono. Sin embargo, una ventaja de la presente invención es que la columna C104 puede funcionar a diferentes presiones para ajustarse a la presión de administración requerida del dióxido de carbono líquido. Por ejemplo, la columna puede funcionar a una presión de aproximadamente 15 bares a aproximadamente 30 bares (de 1,5 MPa a 3 MPa) para producir dióxido de carbono líquido a una presión adecuada para su transporte en un tanque para transporte por carretera, o a una presión de aproximadamente 5 bares a 10 bares (de 500 kPa a 1 MPa) para producir dióxido de carbono líquido a una presión adecuada para su transporte en un tanque para transporte marítimo sin más ajustes de presión.
50
55

La realización mostrada en la figura 3 es similar a la realización mostrada en la figura 2. Se han empleado los mismos números de referencia en la figura 3 que en la figura 2 para indicar las características comunes entre las dos realizaciones. A continuación se ofrece un análisis solo de las características adicionales de la realización en la figura 3.
60

Una corriente 124 de líquido de fondo enriquecido en dióxido de carbono a una presión de aproximadamente 30 bares (3 MPa) retirada de la columna C104 se vaporiza en el recipiente de vaporización C106 para producir un vapor
65

de dióxido de carbono y un dióxido de carbono líquido a una presión de aproximadamente 7 bares (700 kPa).

Debe advertirse que el líquido de fondo de dióxido de carbono puede vaporizarse a cualquier presión por debajo de la presión de funcionamiento de la columna y por encima de la presión del punto triple del dióxido de carbono, dependiendo de la presión de administración del dióxido de carbono líquido requerida para el transporte.

Una corriente 125 de dióxido de carbono líquido se retira para el transporte o la distribución. Una corriente 126 de vapor de dióxido de carbono se calienta mediante intercambio de calor indirecto en los intercambiadores de calor E102, E101 para producir una corriente 127 de gas de dióxido de carbono. La corriente 127 se comprime en el compresor K105 para producir un gas de dióxido de carbono comprimido a una presión de aproximadamente 17,6 bares (aproximadamente 1,8 MPa) que, tras retirar el calor de compresión mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor E107 formando la corriente 128, se combina con la corriente 119 (que también está a una presión de aproximadamente 17,6 bares (aproximadamente 1,8 MPa en la realización de la figura 3) para producir un dióxido de carbono gaseoso impuro. El dióxido de carbono gaseoso impuro se combina con la corriente 116 para producir el gas de dióxido de carbono impuro.

Los compresores de dióxido de carbono K101, K102 y K105 son proporcionados por una máquina de funcionamiento integral con múltiples etapas radiales. K101 tiene tres o cuatro etapas, opcionalmente con refrigeración intermedia entre algunas etapas, aunque no en las últimas dos etapas, debido al hecho de que la presión de descarga es mayor que la presión crítica. K102 es una o dos etapas de la misma máquina con un refrigerador intermedio y un posrefrigerador. K105 son otras etapas de la misma máquina de funcionamiento integral.

En las realizaciones ejemplificadas, algunas o todas las etapas del compresor K101, K102 y K105 funcionan de modo adiabático y, por tanto, el calor de compresión puede recuperarse del gas de dióxido de carbono comprimido mediante intercambio de calor indirecto con refrigerantes empleando los refrigeradores intermedios E105, E107 y un posrefrigerador E106. El refrigerante en E105 y E107 es el agua. El refrigerante en E106 puede ser agua de alimentación de la caldera y/o condensado para la planta de generación de energía, y así el calor de compresión puede emplearse para precalentar estas corrientes.

EJEMPLO 1

Se ha realizado una simulación por ordenador empleando un software de simulación disponible en el mercado (Aspen Plus versión 2004.1) en la que el proceso mostrado en la figura 2 está integrado con un proceso de oxidación en una planta de generación de energía. En la tabla 2 se proporciona una tabla de equilibrio de calor y masa para la simulación.

La simulación logra un nivel de pureza de dióxido de carbono de aproximadamente 99,98% molar con una recuperación de dióxido de carbono de aproximadamente 87,7%. El consumo de energía para este proceso es de aproximadamente 349,9 kWh/tonelada (dióxido de carbono capturado) que es menor que el consumo de energía (354,7 kWh/tonelada) para el proceso de la figura 1. Estas cantidades de energía incluyen el consumo de energía de una unidad de separación de aire asociada.

La recuperación del dióxido de carbono puede aumentar hasta aproximadamente 98% empleando una unidad de separación por membrana para recuperar el dióxido de carbono y el oxígeno del gas pobre en dióxido de carbono en la corriente 109. La temperatura de administración del dióxido de carbono supercrítico que se descarga desde la bomba P101 es de 0,7° C. Este dióxido de carbono líquido frío puede emplearse para preenfriar la entrada de dióxido de carbono combinada en el compresor K101 desde 20° C hasta 3° C. Estas características adicionales reducen el consumo de energía específico a aproximadamente 333 kWh/tonelada.

Tabla 2

N.º de corriente	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
Temperatura °C	24,83	24,83	23,47	4,85	-33,37	-33,37	-54,03	-54,03	19,04	300,00
Presión bares a	30	30,00	30	30	30	30	30	30	30	30
Flujo kg/s	140,49	140,40	176,15	176,15	176,15	71,35	71,35	42,13	42,13	42,13
Composición										
CO2	72,7633	72,8651	75,7773	75,7773	75,7773	49,5248	49,5248	24,7718	24,7718	24,7718
N2	18,9694	18,9959	16,8833	16,8833	16,8833	35,3000	35,3000	52,6759	52,6759	52,6759
Ar	2,6956	2,6994	2,4407	2,4407	2,4407	5,0452	5,0452	7,4818	7,4818	7,4818
O2	5,4316	5,4392	4,8982	4,8982	4,8982	10,1291	10,1291	15,0691	15,0691	15,0691
H2O	0,1396	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	4,8674	4,9744	4,8693	4,8693	4,8693	9,6224	9,6224	13,7306	13,7306	13,7306
NO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N.º de corriente	111	112	113	114	115	116	117	118	119	120
Temperatura °C	62,04	-54,03	-37,35	-55,03	19,04	20,00	-33,37	-38,09	19,04	20,00
Presión bares a	1,1	30	30	7,658185	7,658185	17,91999	30	17,91999	17,91999	70,86257
Flujo kg/s	42,13	29,22	29,22	29,22	29,22	29,22	104,80	104,80	104,80	134,02
Composición										
CO2	24,7718	95,8492	95,8492	95,8492	95,8492	95,8492	96,8626	96,8626	96,8626	96,6411
N2	52,6759	2,7815	2,7815	2,7815	2,7815	2,7815	2,0915	2,0915	2,0915	2,2423
Ar	7,4818	0,4850	0,4850	0,4850	0,4850	0,4850	0,3489	0,3489	0,3489	0,3787
O2	15,0691	0,8840	0,8840	0,8840	0,8840	0,8840	0,6968	0,6968	0,6968	0,7377
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

ES 2 647 066 T3

SO2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	ppm	13,7306	1,9341	1,9341	1,9341	1,9341	1,9341	1,9341	1,9341	1,9341	1,0517	1,0517	1,0517	1,0517	1,0517	1,0517	1,0517	1,2446
NO2	ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N.º de corriente		121	122	123	124	125												
Temperatura	°C	6,89	-11,66	19,04	-5,66	0,74												
Presión	bares a	70,86257	30	30	30	110												
Flujo	kg/s	134,02	35,75	35,75	98,26	98,26												
Composición																		
CO2	% molar	96,6411	87,8167	87,8167	99,9791	99,9791												
N2	% molar	2,2423	8,1498	8,1498	0,0078	0,0078												
Ar	% molar	0,3787	1,3715	1,3715	0,0031	0,0031												
O2	% molar	0,7377	2,6617	2,6617	0,0100	0,0100												
H2O	% molar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000												
SO2	ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000												
NO	ppm	1,2446	4,4349	4,4349	0,0378	0,0378												
NO2	ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000												

EJEMPLO 2

Se ha realizado una simulación por 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 se muestra). El gas de emisión del sistema de PSA se comprime hasta 30 bares (3 MPa) para formar una corriente 101 de gas de emisión comprimido que se introduce en el proceso. En la tabla 3 se proporciona una tabla de equilibrio de calor y masa para la simulación.

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

Tabla 3

N° de corriente	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
Temperatura °C	20,00	20,00	19,32	1,57	-28,71	-28,71	-53,91	-53,91	19,00	300,00
Presión bares a	30	30,00	30	30	30	30	30	30	30	30
Flujo kg/s	54,59	54,56	67,13	67,13	67,13	29,13	29,13	9,59	9,59	9,59
Composición										
CO2	71,6071	71,6800	75,1427	75,1427	75,1427	55,4519	55,4519	23,1398	23,1398	23,1398
N2	0,9951	0,9962	0,9120	0,9120	0,9120	1,5982	1,5982	2,7045	2,7045	2,7045
Ar	0,1683	0,1684	0,1564	0,1564	0,1564	0,2722	0,2722	0,4570	0,4570	0,4570
H2	21,8625	21,8848	18,8500	18,8500	18,8500	34,1410	34,1410	59,4395	59,4395	59,4395
H2O	0,1017	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	4,5822	4,5869	4,2695	4,2695	4,2695	7,4157	7,4157	12,4409	12,4409	12,4409
CH4	0,6831	0,6838	0,6694	0,6694	0,6694	1,1210	1,1210	1,8183	1,8183	1,8183
N° de corriente	111	112	113	114	115	116	117	118	119	120
Temperatura °C	64,74	-53,91	-46,03	-54,91	19,00	20,00	-28,71	-32,33	19,00	20,00
Presión bares a	1,1	30	30	7,106047	7,106047	17,44869	30	17,44869	17,44869	66,46532
Flujo kg/s	9,59	19,54	19,54	19,54	19,54	19,54	38,01	38,01	38,01	57,55
Composición										
CO2	23,1398	98,3931	98,3931	98,3931	98,3931	98,3931	98,7526	98,7526	98,7526	98,6305
N2	2,7045	0,1278	0,1278	0,1278	0,1278	0,1278	0,0893	0,0893	0,0893	0,1024
Ar	0,4570	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0266	0,0176	0,0176	0,0176	0,0207
H2	59,4395	0,5206	0,5206	0,5206	0,5206	0,5206	0,5155	0,5155	0,5155	0,5172
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

CO	% molar	12,4409	0,7375	0,7375	0,7375	0,7375	0,7375	0,7375	0,7375	0,4970	0,4970	0,4970	0,4970	0,4970	0,4970	0,5788
CH4	% molar	1,8183	0,1943	0,1943	0,1943	0,1943	0,1943	0,1943	0,1943	0,1278	0,1278	0,1278	0,1278	0,1278	0,1278	0,1504
N.º de corriente		121	122	123	124	125										
Temperatura	°C	5,76	-8,55	19,00	-5,68	1,08										
Presión	bares a	66,46532	30	30	30	110										
Flujo	kg/s	57,55	12,58	12,58	44,97	44,97										
Composición																
CO2	% molar	98,6305	94,0271	94,0271	99,9665	99,9665										
N2	% molar	0,1024	0,4532	0,4532	0,0006	0,0006										
Ar	% molar	0,0207	0,0910	0,0910	0,0003	0,0003										
H2	% molar	0,5172	2,2994	2,2994	0,0000	0,0000										
H2O	% molar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000										
CO	% molar	0,5788	2,5386	2,5386	0,0100	0,0100										
CH4	% molar	0,1504	0,5907	0,5907	0,0226	0,0226										

EJEMPLO 3

Se ha realizado una simulación por ordenador (Aspen Plus versión 2004.1) en la que el proceso mostrado en la

figura 3 está integrado con un proceso de oxidación en una planta de generación de energía. En la tabla 4 se proporciona una tabla de equilibrio de calor y masa para la simulación.

Esta realización produce dióxido de carbono líquido a una presión de aproximadamente 7 bares (700 kPa) con un consumo de energía de aproximadamente 361,8 kWh/tonelada (dióxido de carbono capturado) que es sorprendentemente menor que el consumo de energía (aproximadamente 375 kWh/tonelada) para la producción de dióxido de carbono líquido procedente de una columna de separación de transferencia de masas que funciona a aproximadamente 7 bares (700 kPa).

5

Tabla 4

N.º de corriente	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
Temperatura °C	24,83	24,83	23,41	-1,73	-36,26	-36,26	-54,00	-54,00	18,97	300,00
Presión bares a	30	30,00	30	30	30	30	30	30	30	30
Flujo kg/s	140,49	64,46	177,80	177,80	177,80	64,46	64,46	42,17	42,17	42,17
Composición										
CO2	72,7633	72,8651	75,8776	75,8776	75,8776	45,3612	45,3612	24,7961	24,7961	24,7961
N2	18,9694	18,9959	16,8069	16,8069	16,8069	38,2143	38,2143	52,6474	52,6474	52,6474
Ar	2,6956	2,6994	2,4327	2,4327	2,4327	5,4563	5,4563	7,4812	7,4812	7,4812
O2	5,4316	5,4392	4,8824	4,8824	4,8824	10,9671	10,9671	15,0740	15,0740	15,0740
H2O	0,1396	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	4,9674	4,9744	4,8861	4,8861	4,8861	10,3527	10,3527	13,7793	13,7793	13,7793
NO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N.º de corriente	111	112	113	114	115	116	117	118	119	120
Temperatura °C	62,06	-54,00	-31,35	-55,00	18,97	20,00	-36,26	-40,47	18,97	20,00
Presión bares a	1,1	30	30	7,13	7,13	17,58	30,00	17,58	17,58	68,56
Flujo kg/s	42,17	22,29	22,29	22,29	22,29	22,29	113,34	113,34	113,34	172,78
Composición										
CO2	24,7961	95,8500	95,8500	95,8500	95,8500	95,8500	96,6683	96,6683	96,6683	97,2570
N2	52,6474	2,7804	2,7804	2,7804	2,7804	2,7804	2,2220	2,2220	2,2220	1,8264
Ar	7,4812	0,4850	0,4850	0,4850	0,4850	0,4850	0,3727	0,3727	0,3727	0,3101
O2	15,0740	0,8845	0,8845	0,8845	0,8845	0,8845	0,7369	0,7369	0,7369	0,6064
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

SO2	ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	ppm	13,7793	1,9402	1,9402	1,9402	1,9402	1,9402	1,9402	1,9402	1,9402	1,1618	1,1618	1,1618	1,1618	1,1618	1,1618	1,1618	1,1618	1,0424
NO2	ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N.º de corriente		121	122	123	124	125	126	127	128										
Temperatura	°C	2,10	-11,67	18,97	-5,66	-49,40	-49,40	18,97	20,00										
Presión	bares a	68,56	30	30	30	7	7	7	17,58										
Flujo	kg/s	172,78	37,40	37,40	135,38	98,23	37,15	37,15	37,15										
Composición																			
CO2	% molar	97,2570	87,7810	87,7810	99,9791	99,9990	99,9266	99,9266	99,9266										
N2	% molar	1,8264	8,1574	8,1574	0,0077	0,0003	0,0273	0,0273	0,0273										
Ar	% molar	0,3101	1,3787	1,3787	0,0031	0,0002	0,0110	0,0110	0,0110										
O2	% molar	0,6064	2,6825	2,6825	0,0100	0,0005	0,0351	0,0351	0,0351										
H2O	% molar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000										
SO2	ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	2,0000	3,0000										
NO	ppm	1,0424	4,5376	4,5376	0,0384	0,0042	0,1289	0,1289	0,1289										
NO2	ppm	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	2,0000	3,0000										

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

- mejorar la purificación del dióxido de carbono a temperatura baja;
- producir dióxido de carbono con una pureza de al menos 97% molar, y habitualmente al menos 99% molar, por ejemplo 99,9% molar;
- 5 - producir dióxido de carbono con un nivel muy bajo de oxígeno o monóxido de carbono, por ejemplo, no más de 1000 ppm, generalmente no más de 100 ppm, y de modo habitual aproximadamente 10 ppm (o incluso menor si es necesario);
- producir dióxido de carbono con unos niveles muy bajos de nitrógeno y argón u otros contaminantes, generalmente un nivel combinado no mayor que 1000 ppm; y
- 10 - una reducción en el consumo de energía global comparado con el proceso de la técnica anterior de la figura 1 (definido como kWh/tonelada de dióxido de carbono separado).

Se apreciará que la invención no se limita a los detalles descritos anteriormente referidos a las realizaciones preferidas, sino que pueden realizarse numerosas modificaciones y variaciones sin apartarse del alcance de la invención, según se define en las siguientes reivindicaciones.

15

REIVINDICACIONES

1.- Un método para purificar el dióxido de carbono impuro que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno y monóxido de carbono, comprendiendo dicho método:

5 comprimir un gas de dióxido de carbono impuro para producir un gas de dióxido de carbono impuro comprimido;
 condensar al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro comprimido para producir un líquido de dióxido de carbono impuro;
 10 expandir al menos una porción de dicho líquido de dióxido de carbono impuro para producir un líquido de dióxido de carbono impuro expandido; y
 separar al menos una porción de dicho líquido de dióxido de carbono impuro expandido en un sistema de columna de separación de transferencia de masas para producir un primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo de dióxido de carbono,

15 en el que dicho líquido de fondo de dióxido de carbono se vuelve a hervir mediante intercambio de calor indirecto frente al gas de dióxido de carbono bruto para producir un vapor de dióxido de carbono para la columna y un gas de dióxido de carbono bruto enfriado, en el que dicho gas de dióxido de carbono impuro se deriva de dicho gas de dióxido de carbono bruto, y en el que dicho dióxido de carbono líquido impuro comprende al menos 90% molar de dióxido de carbono y dicho dióxido de carbono bruto comprende del 60% molar al 90% molar de dióxido de carbono.

2.- Un método según la reivindicación 1, en el que la presión del gas de dióxido de carbono impuro comprimido es de aproximadamente de 5 MPa (50 bares) a aproximadamente 9 MPa (90 bares).

25 3.- Un método según la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que la presión o presiones de funcionamiento del sistema de columna son desde aproximadamente la presión del punto triple del dióxido de carbono hasta aproximadamente 5 MPa (50 bares).

30 4.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el líquido de fondo de dióxido de carbono está a una presión menor que la presión crítica del dióxido de carbono.

5.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la presión del gas de dióxido de carbono bruto es de aproximadamente 1,5 MPa (15 bares) a aproximadamente 6 MPa (60 bares).

35 6.- Un método según la reivindicación 5, que comprende:

calentar al menos una porción de dicho primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes mediante intercambio de calor indirecto para producir un primer gas enriquecido en contaminantes; y
 40 combinar al menos una porción de dicho primer gas enriquecido en contaminantes con una alimentación de gas de dióxido de carbono contaminado para producir dicho gas de dióxido de carbono bruto.

7.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende:

45 enfriar aún más al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono bruto enfriado mediante intercambio de calor indirecto para producir un fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado;
 separar las fases de al menos una porción de dicho fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado para producir un primer dióxido de carbono líquido impuro y un vapor depurado de dióxido de carbono;
 50 expandir al menos una porción de dicho primer dióxido de carbono líquido impuro para producir un primer dióxido de carbono líquido impuro expandido a una primera presión; y
 evaporar al menos una porción de dicho primer dióxido de carbono líquido impuro expandido mediante intercambio de calor indirecto para proporcionar al menos una porción de la función de refrigeración requerida por el método y un primer dióxido de carbono gaseoso impuro, formando dicho primer dióxido de carbono gaseoso impuro al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro.

55 8.- Un método según la reivindicación 7, en el que dicha presión es de aproximadamente 1 MPa (10 bares) a aproximadamente 2,5 MPa (25 bares).

60 9.- Un método según la reivindicación 7 o la reivindicación 8, que comprende:

enfriar al menos una porción de dicho vapor depurado de dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto para producir un fluido depurado de dióxido de carbono parcialmente condensado;
 65 separar las fases de al menos una porción de dicho fluido depurado de dióxido de carbono parcialmente condensado para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro y un vapor pobre en dióxido de carbono;
 expandir al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono líquido impuro para producir un segundo

- dióxido de carbono líquido impuro expandido a una segunda presión que es menor que dicha primera presión;
y
evaporar al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido mediante intercambio de calor indirecto para proporcionar una porción de la función de refrigeración requerida por el método y un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro.
- 5
- 10.- Un método según la reivindicación 9, en el que la segunda presión es de aproximadamente la presión del triple punto del dióxido de carbono a aproximadamente 1,5 MPa (15 bares).
- 10
- 11.- Un método según la reivindicación 9 o la reivindicación 10, en el que la formación de dióxido de carbono sólido durante la expansión de dicho segundo dióxido de carbono líquido impuro se evita calentando dicho segundo dióxido de carbono líquido impuro mediante intercambio de calor indirecto antes de la expansión.
- 15
- 12.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones 9 a 11, que comprende:
- comprimir al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono gaseoso impuro para producir un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro comprimido a aproximadamente dicha primera presión; y
combinar al menos una porción de dicho segundo dióxido de carbono impuro comprimido con al menos una porción de dicho primer dióxido de carbono gaseoso impuro, o un gas derivado de este, para producir al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro.
- 20
- 13.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende:
- vaporizar al menos una porción de dicho líquido de fondo de dióxido de carbono para producir un vapor de dióxido de carbono y un dióxido de carbono líquido a una tercera presión;
calentar al menos una porción de dicho vapor dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto para proporcionar un gas de reciclaje de dióxido de carbono; y
reciclar al menos una porción de dicho gas de reciclaje de dióxido de carbono para formar una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro.
- 25
- 14.- Un método según la reivindicación 13, en el que la tercera presión es desde aproximadamente la presión del triple punto del dióxido de carbono hasta aproximadamente 3 MPa (30 bares).
- 30
- 15.- Un método según la reivindicación 13 o la reivindicación 14, en el que la tercera presión es aproximadamente igual a la segunda presión.
- 35
- 16.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12, que comprende bombear al menos una porción de dicho líquido de fondo de dióxido de carbono para producir un líquido de dióxido de carbono presurizado.
- 40
- 17.- Un método según la reivindicación 16, en el que la presión del líquido de dióxido de carbono presurizado está por encima de la presión crítica del dióxido de carbono.
- 45
- 18.- Un método según la reivindicación 16 o la reivindicación 17, que comprende preenfriar al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro mediante intercambio de calor indirecto frente a dicho líquido de dióxido de carbono presurizado para producir un gas de dióxido de carbono impuro preenfriado para la compresión y un líquido de dióxido de carbono presurizado calentado.
- 50
- 19.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 16 a 18, en el que la presión del líquido de dióxido de carbono presurizado es de 10 MPa (100 bares) a 25 MPa (250 bares).
- 55
- 20.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la función de refrigeración completa requerida por el método es proporcionada internamente por medio del intercambio de calor indirecto entre las corrientes del proceso.
- 60
- 21.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el primer contaminante es oxígeno y dicho gas de dióxido de carbono impuro se obtiene a partir de un gas de combustión generado en un proceso de oxicomustión.
- 65
- 22.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 20, en el que dicho primer contaminante es monóxido de carbono y dicho gas de dióxido de carbono impuro se obtiene a partir de un gas residual producido por un proceso de PSA de hidrógeno.
- 23.- Un aparato para purificar dióxido de carbono impuro, que comprende un primer contaminante seleccionado del grupo que consiste en oxígeno y monóxido de carbono según el método de la reivindicación 1, comprendiendo dicho aparato:

- una primera disposición de compresor K101 para comprimir el gas de dióxido de carbono impuro para producir un gas de dióxido de carbono impuro comprimido;
- una disposición de condensador E106 para condensar el gas de dióxido de carbono impuro comprimido para producir un líquido de dióxido de carbono impuro;
- 5 una disposición de conducto para introducir el gas de dióxido de carbono impuro comprimido procedente de dicha primera disposición de compresor K101 en dicha disposición de condensador E106;
- una primera disposición de reducción de la presión V103 para expandir el líquido de dióxido de carbono impuro para producir un líquido de dióxido de carbono impuro expandido;
- 10 una disposición de conducto 120, 121 para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de dicha disposición de condensador E106 en dicha primera disposición de reducción de la presión V103;
- un sistema de columna de separación de transferencia de masas C104 para separar el líquido de dióxido de carbono impuro expandido para producir un primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes y un líquido de fondo de dióxido de carbono; y
- 15 una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro expandido procedente de dicha primera disposición de reducción de la presión V103 en dicho sistema de columna C104;
- un rehervidor E104 para volver a hervir el líquido de fondo de dióxido de carbono mediante intercambio de calor indirecto frente a un gas de dióxido de carbono bruto para producir un vapor de dióxido de carbono para el sistema de columna C104 y un gas de dióxido de carbono bruto enfriado;
- 20 una disposición de intercambiador de calor E101 para enfriar el líquido de dióxido de carbono impuro mediante intercambio de calor indirecto para producir un líquido de dióxido de carbono impuro enfriado;
- una disposición de conducto 104 para introducir el gas de dióxido de carbono bruto enfriado procedente de dicho rehervidor E104 en dicha disposición de intercambiador de calor E101 para un mayor enfriamiento para producir un fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado;
- 25 un separador de fases C101 para separar las fases del fluido de dióxido de carbono bruto parcialmente condensado en un primer dióxido de carbono líquido impuro y un vapor depurado de dióxido de carbono;
- una disposición de conducto 105 para introducir el fluido de dióxido de carbono impuro parcialmente condensado procedente de dicha disposición de intercambiador de calor E101 en dicho separador de fases C101;
- 30 una segunda disposición de reducción de la presión V101 para expandir el primer dióxido de carbono líquido impuro para producir un primer dióxido de carbono líquido impuro expandido a una primera presión;
- una disposición de conducto 117 para introducir el primer dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho separador de fases C101 en dicha segunda disposición de reducción de la presión V101;
- 35 una disposición de conducto 118 para introducir el primer dióxido de carbono líquido impuro expandido procedente de la segunda disposición de reducción de la presión V101 en dicha disposición de intercambiador de calor E101 para la evaporación para proporcionar refrigeración al método y un primer dióxido de carbono gaseoso impuro; y
- una disposición de conducto 119 para introducir el primer dióxido de carbono gaseoso impuro procedente de dicha disposición de intercambiador de calor E101 en dicha primera disposición de compresor K101;
- 40 en el que la disposición de conducto 120, 121 para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de dicha disposición de condensador E106 en dicha primera disposición de reducción de la presión V103 comprende:
- una disposición de conducto 120 para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro procedente de dicha disposición de condensador E106 en dicha disposición de intercambiador de calor E101;
- 45 al menos un paso para fluidos en dicha disposición de intercambiador de calor E101; y
- una disposición de conducto 121 para introducir el líquido de dióxido de carbono impuro enfriado procedente de dicha disposición de intercambiador de calor E101 en dicha primera disposición de reducción de la presión V103.
- 50 24.- El aparato según la reivindicación 23, comprendiendo dicho aparato:
- una disposición de conducto 122 para introducir el primer vapor de cabecera enriquecido en contaminantes procedente de dicho sistema de columna C104 en dicha disposición de intercambiador de calor E102, E101 para el calentamiento para producir un primer gas enriquecido en contaminantes; y
- 55 una disposición de conducto 123, 103 para combinar el primer gas enriquecido en contaminantes procedente de dicha disposición de intercambiador de calor E101 con el gas de dióxido de carbono contaminado para formar un gas de dióxido de carbono bruto y para introducir al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono bruto en dicho rehervidor E104.
- 60 25.- El aparato según la reivindicación 24 que comprende:
- una disposición de conducto 106 para introducir el vapor depurado en dióxido de carbono procedente de dicho separador de fases C101 en dicha disposición de intercambiador de calor E102 para el enfriamiento para producir un fluido depurado en dióxido de carbono parcialmente condensado;
- 65 otro separador de fases C102 para separar las fases del fluido depurado en dióxido de carbono parcialmente condensado para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro y un vapor pobre en dióxido de

carbono;

una disposición de conducto 107 para introducir el fluido depurado en dióxido de carbono parcialmente condensado procedente de dicha disposición de intercambiador de calor E102 en dicho otro separador de fases C102;

5 una tercera disposición de reducción de la presión V102 para expandir el segundo dióxido de carbono líquido impuro para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido;

una disposición de conducto 112, 113 para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho otro separador de fases C102 en dicha tercera disposición de reducción de la presión V102; y

10 una disposición de conducto 114 para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro expandido en dicha disposición de intercambiador de calor E102, E101 para la evaporación para proporcionar refrigeración al método y un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro.

15 26.- El aparato según la reivindicación 25, en el que dicha disposición de conducto 112, 113 para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho otro separador de fases C102 en dicha tercera disposición de reducción de la presión V102 comprende:

una disposición de conducto 112 para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro procedente de dicho otro separador de fases C102 en dicha disposición de intercambio de calor E102 para el calentamiento para producir un segundo dióxido de carbono líquido impuro calentado;

20 al menos un paso para fluidos dentro de dicha disposición de intercambiador de calor E102; y

una disposición de conducto 113 para introducir el segundo dióxido de carbono líquido impuro calentado procedente de dicha disposición de intercambiador de calor E102 en dicha tercera disposición de reducción de la presión V102.

25 27.- El aparato según la reivindicación 26 o la reivindicación 26 que comprende:

una segunda disposición de compresor K102 para comprimir el segundo dióxido de carbono gaseoso impuro para producir un segundo dióxido de carbono gaseoso impuro comprimido;

30 una disposición de conducto 115 para introducir el segundo dióxido de carbono gaseoso impuro procedente de dicha disposición de intercambio de calor E101 en dicha segunda disposición de compresor K102; y

una disposición de conducto 116 para introducir el segundo dióxido de carbono gaseoso impuro procedente de dicha segunda disposición de compresor K102 en dicha disposición de conducto 119 para introducir el primer dióxido de carbono gaseoso impuro procedente en dicha primera disposición de compresor K101.

35 28.- El aparato según cualquiera de las reivindicaciones 23 a 27 que comprende:

un recipiente de vaporización C106 para vaporizar el líquido de fondo de dióxido de carbono para producir un vapor de dióxido de carbono y un dióxido de carbono líquido a una tercera presión;

40 una disposición de conducto 124 para introducir el líquido de fondo de dióxido de carbono procedente del sistema de columna C104 en el recipiente de vaporización C106;

una disposición de conducto 126 para introducir el vapor de dióxido de carbono procedente del recipiente de vaporización C106 en la disposición de intercambiador de calor E102 a E101 para el calentamiento para producir un gas de reciclaje de dióxido de carbono; y

45 una disposición de conducto 127 para reciclar el gas de reciclaje de dióxido de carbono como al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro hacia la primera disposición de compresor K101.

50 29.- El aparato según la reivindicación 28, en el que dicha disposición de conducto 127 para reciclar el gas de reciclaje de dióxido de carbono comprende:

una tercera disposición de compresor K105 para comprimir el gas de reciclaje de dióxido de carbono para producir un gas de reciclaje de dióxido de carbono comprimido a dicha primera presión;

una disposición de conducto 127 para introducir el gas de reciclaje de dióxido de carbono procedente de dicha disposición de intercambiador de calor E101 en dicha tercera disposición de compresor K105; y

55 una disposición de conducto 128 para reciclar el gas de reciclaje de dióxido de carbono comprimido como al menos una porción de dicho gas de dióxido de carbono impuro hacia dicha primera disposición de compresor K101.

60 30.- El aparato según cualquiera de las reivindicaciones 23 a 27 que comprende:

una disposición de bomba P101 para bombear el líquido de fondo de dióxido de carbono para producir un líquido de dióxido de carbono presurizado; y

una disposición de conducto 124 para introducir el líquido de fondo de dióxido de carbono procedente de dicho sistema de columna C104 en dicha disposición de bomba P101.

65 31.- El aparato según la reivindicación 30 que comprende:

- 5 un prerrefrigerador E105 para preenfriar un gas de dióxido de carbono impuro mediante intercambio de calor indirecto frente al líquido de dióxido de carbono presurizado;
una disposición de conducto para introducir el líquido de dióxido de carbono presurizado procedente de dicha disposición de bomba P101 en dicho prerrefrigerador E105; y
una disposición de conducto 116 para introducir el gas de dióxido de carbono impuro preenfriado procedente de dicho prerrefrigerador en dicha primera disposición de compresor.

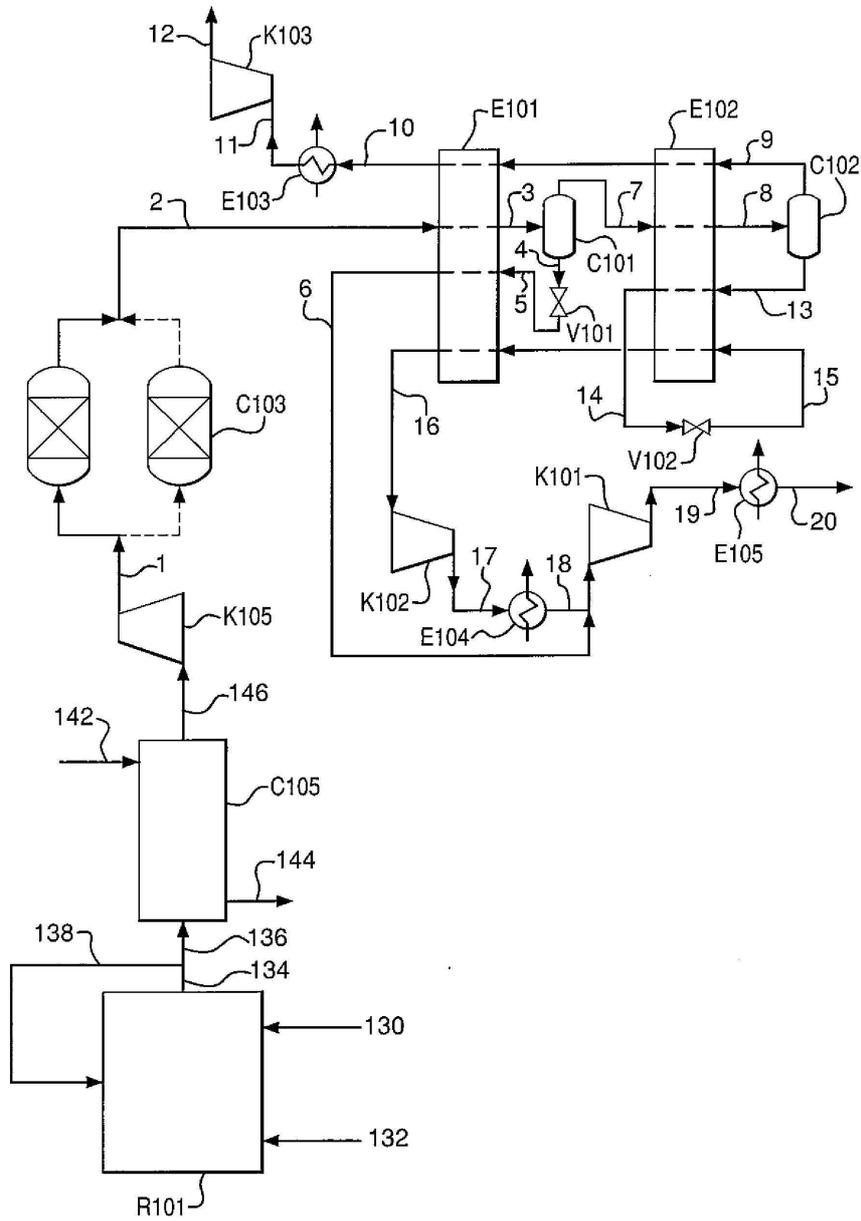


FIG. 1
(TÉCNICA ANTERIOR)

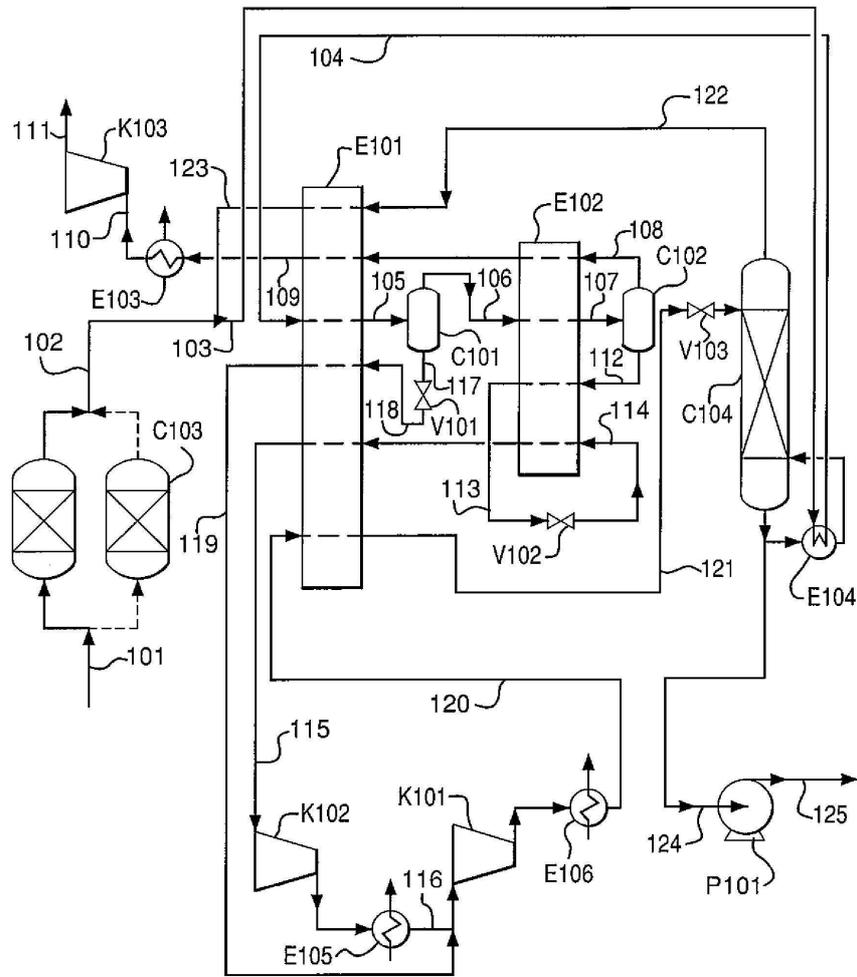


FIG. 2

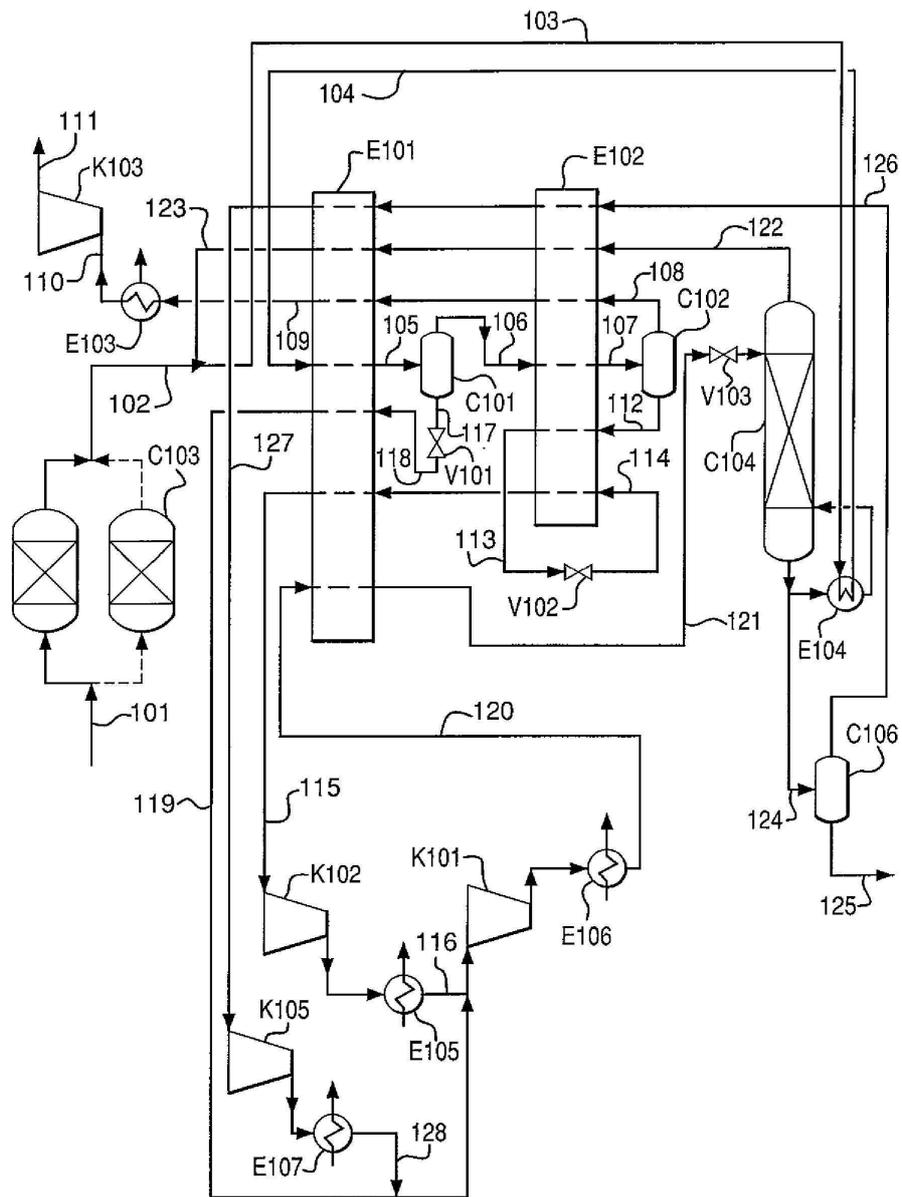


FIG. 3