

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 714 675**

51 Int. Cl.:

B01D 53/047 (2006.01)

F02C 3/34 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **13.06.2013 PCT/US2013/045607**

87 Fecha y número de publicación internacional: **19.12.2013 WO13188641**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **13.06.2013 E 13732762 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **05.12.2018 EP 2861325**

54 Título: **Integración de la adsorción por oscilación de presión con una central de energía eléctrica para la captura/utilización de CO₂ y la producción de N₂**

30 Prioridad:

14.06.2012 US 201261659541 P

10.04.2013 US 201361810339 P

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

29.05.2019

73 Titular/es:

EXXONMOBIL RESEARCH AND ENGINEERING COMPANY (100.0%)

**1545 Route 22 East P.O. Box 900
Annandale, NJ 08801-0900, US**

72 Inventor/es:

**SUNDARAM, NARASIMHAN;
GUPTA, RAMESH;
THOMANN, HANS;
CARAM, HUGO, S.;
STARCKER, LOREN, K.;
MITTRICKER, FRANKLIN, F.;
WESTON, SIMON, CHRISTOPHER y
WEIGEL, SCOTT, J.**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 714 675 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Integración de la adsorción por oscilación de presión con una central de energía eléctrica para la captura/utilización de CO₂ y la producción de N₂

5

Campo de la invención

En diversos aspectos, la invención se refiere a la producción de energía eléctrica con baja emisión con separación y/o captura de las emisiones resultantes.

10

Antecedentes de la invención

La captura de gases emitidos desde centrales de energía eléctrica es un área de interés creciente. Las centrales de energía eléctrica basadas en la combustión de productos de petróleo generan dióxido de carbono como subproducto de la reacción. Históricamente, este dióxido de carbono se ha liberado a la atmósfera tras la combustión. Sin embargo, se está volviendo cada vez más deseable identificar maneras para encontrar usos alternativos para el dióxido de carbono generado durante la combustión.

15

Las centrales de energía eléctrica de ciclo combinado proporcionan una manera eficaz para generar electricidad a partir del quemado de productos de petróleo u otros combustibles a base de carbono. Las centrales de energía eléctrica de ciclo combinado pueden hacer uso de una reacción de combustión inicial para accionar múltiples turbinas para la generación de electricidad, conduciendo a una generación de energía eléctrica más eficaz. Sin embargo, los métodos convencionales para capturar dióxido de carbono tienden a reducir la eficacia de la generación de electricidad, debido a la energía adicional requerida para capturar y/o secuestrar el dióxido de carbono.

20

25

La publicación internacional PCT n.º WO/2012/003079 describe sistemas y métodos para generar electricidad usando una central de energía eléctrica de ciclo combinado basándose en la combustión de combustibles a base de carbono. Los sistemas y métodos incluyen el uso de razones estequiométricas de combustibles con respecto a oxígeno en la reacción de combustión así como la recirculación de gas de escape de combustión como parte de la entrada a la reacción de combustión. Los productos de combustión se extraen del sistema como corriente de gas de purga. El CO₂ en la corriente de gas de purga se elimina, por ejemplo, usando un disolvente tal como carbonato de potasio.

30

La patente estadounidense n.º 6.902.602 describe métodos para realizar separaciones mediante adsorción por oscilación, siendo deseable minimizar o evitar la interacción entre uno de los componentes en una corriente de gas que está separándose y un componente de la corriente de gas usada para purgar el aparato de adsorción por oscilación. Como ejemplo, se observan separaciones de hidrógeno y dióxido de carbono a partir de la corriente de gas de síntesis, siendo deseable evitar la contaminación de la corriente de producto de hidrógeno con nada de oxígeno de la corriente de purga que contiene oxígeno típica. Los métodos de separación incluyen el uso de una o más etapas de gas tampón durante una separación, usándose un tampón diferente de cualquier otro componente para impedir la contaminación entre etapas de un proceso de separación.

35

40

La solicitud de patente estadounidense publicada n.º 2012/0125194 describe un ciclo autotérmico para la captura de CO₂. Un gas de escape de combustión se pone en contacto con un lecho de adsorbente para adsorber CO₂. El CO₂ se elimina entonces poniendo en contacto el adsorbente con un gas que comprende vapor. El gas de salida resultante que contiene vapor y CO₂ se transporta a un sistema de nueva compresión de vapor para recuperar H₂O, CO₂ y calor. El H₂O y el calor recuperados se usan entonces para proporcionar vapor para el gas de barrido. La cantidad de gas de barrido de vapor requerida para la recuperación de CO₂ se describe como que es de ~1 mol de vapor por mol de gas de alimentación de entrada. Las alimentaciones de entrada de gas de chimenea se describen como que tienen un contenido en CO₂ del 15% en moles o menos. Por tanto, la razón molar de vapor/CO₂ se describe como que es de al menos ~6 moles de vapor por mol de CO₂. El proceso se describe como que recupera al menos el 90% del carbono en el gas de escape de combustión como parte del gas de salida.

45

50

Otras publicaciones potencialmente relevantes pueden incluir la publicación de solicitud de patente estadounidense n.º 20120318533, la solicitud de patente europea n.º EP 2220338, un artículo de Reijers *et al.*, Ind. Eng. Chem. Res., 2009, 48, 6966, y un artículo de Wright *et al.*, Energy Procedia, 2011, 4, 1457, entre otros.

55

Sumario de la invención

60

Un aspecto de la presente invención se refiere a un método para generar energía eléctrica según la reivindicación 3.

Otro aspecto de la presente invención se refiere a un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor según la reivindicación 1.

65

Aún otro aspecto de la presente invención se refiere a un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor según la reivindicación 8.

5 Realizaciones preferidas se definen en las reivindicaciones dependientes. Cualquier información que se encuentre fuera del alcance de las reivindicaciones es solo explicativa.

Breve descripción de las figuras

10 La Figura 1 muestra esquemáticamente un ejemplo de un sistema de ciclo combinado para generar electricidad basándose en la combustión de un combustible a base de carbono.

La Figura 2 muestra esquemáticamente una configuración para un proceso de adsorción por oscilación de presión.

15 La Figura 3 muestra un gráfico de pureza de CO₂ frente a contenido de purga de vapor según para el ejemplo 4.

La Figura 4 muestra pictóricamente la organización de ciclo de una disposición de sorción de 3 recipientes sin interconexión entre los recipientes.

20 La Figura 5 muestra pictóricamente la organización de ciclo de una disposición de sorción de 4 recipientes sin interconexión entre los recipientes.

La Figura 6 muestra pictóricamente la organización de ciclo de una disposición de sorción de 4 recipientes con cierto nivel de interconexión entre los recipientes.

25 Descripción detallada de las realizaciones

En diversos aspectos, se proporcionan métodos para la generación de energía eléctrica usando turbinas, al tiempo que se reducen y/o mitigan las emisiones durante la generación de energía eléctrica. En un sistema de generación de ciclo combinado, el gas de chimenea de una reacción de combustión para una turbina de gas también puede usarse para accionar una turbina de vapor. El gas de chimenea puede recircularse entonces para su uso como parte de la entrada a la turbina de gas. Una parte del gas de escape recirculado puede separarse eficazmente para generar una corriente de dióxido de carbono de alta pureza, al tiempo que se reduce y/o minimiza la energía requerida para la separación, y sin la necesidad de reducir la temperatura del gas de chimenea. Esto puede permitir que se use otra parte (por ejemplo, la restante) del gas de escape recirculado, que puede estar compuesto normalmente por una mayoría de nitrógeno, para generar electricidad adicional, por ejemplo, sin tener que ajustar la presión y/o temperatura del gas de escape recirculado para dar cabida a las condiciones requeridas para el proceso de separación de dióxido de carbono. Por tanto, puede implementarse una recuperación de energía mejorada a partir del sistema de ciclo combinado, al tiempo que se generan también corrientes de pureza relativamente alta de dióxido de carbono y nitrógeno.

40 Una variedad de configuración de sistema y de condiciones de procesamiento pueden contribuir a la generación de energía eléctrica con bajas emisiones, que también pueden separarse y/o capturarse eficazmente para su uso adicional. Por ejemplo, el flujo de gas de entrada para el combustor a la turbina de gas puede seleccionarse para tener una composición deseable, por ejemplo, una razón aproximadamente estequiométrica de combustible con respecto a oxígeno. Tener una razón aproximadamente estequiométrica de combustible con respecto a oxígeno puede reducir la cantidad de oxígeno sin reaccionar presente en la salida de gas tras la combustión. Esto puede facilitar la separación de los otros productos de combustión, así como potencialmente reducir/eliminar la producción de especies de NO_x. Más generalmente, una reacción de combustión aproximadamente estequiométrica con una alimentación deseable puede dar como resultado un escape compuesto principalmente de CO₂, N₂ y H₂O.

50 Otro ejemplo de una configuración de sistema y/o condición de proceso que puede contribuir a la generación de energía eléctrica con baja emisión que puede separarse y/o capturarse eficazmente puede incluir el uso de gas de escape recirculado como parte del flujo de gas de entrada. El flujo de gas que sale del proceso de combustión puede usarse ventajosamente para accionar una turbina de gas. Tras accionar la turbina de gas, este flujo de gas corresponde a un gas de escape. Este gas de escape puede usarse en una configuración de ciclo combinado que acciona una turbina de vapor usando un intercambiador de calor para extraer calor del gas de escape. Este gas de escape puede recircularse entonces, tras la eliminación de agua, para su uso como parte del flujo de gas de entrada. El gas de escape puede tener ventajosamente un porcentaje en volumen elevado de CO₂ en relación con aire ambiental, que también puede ayudar a la hora de seleccionar el contenido en CO₂ del flujo de gas de entrada a la reacción de combustión. Controlar la cantidad de CO₂ en los productos de combustión puede ser beneficioso para potenciar la salida de energía capturada de la reacción de combustión.

65 Recircular todo el gas de escape puede permitir que se mantenga todo el carbono en el escape en una única corriente hasta que la corriente pueda desviarse a un proceso de captura de carbono. Sin embargo, normalmente puede necesitarse menos de todo el gas de escape recirculado para proporcionar gas adicional para el flujo de gas de entrada a la combustión. Como resultado, cualquier exceso de gas de escape puede desviarse, por ejemplo, para

su separación en corrientes de gas de CO₂ y N₂ de alta pureza. Una ubicación conveniente en el proceso para realizar esta desviación puede ser después de que se haya modificado el gas de escape recirculado para conseguir la temperatura y presión deseadas para el flujo de gas de entrada a la combustión. En este punto, puede ser deseable realizar la separación de CO₂ y N₂ al tiempo que se reduce/minimiza la cantidad de pérdida de energía debido a reducciones de temperatura/presión. Por ejemplo, los métodos con disolventes típicos para separar CO₂ y N₂ requieren una reducción en la temperatura del gas de escape recirculado. Para tales métodos con disolventes convencionales, con el fin de conservar tanta energía en la corriente de N₂ como sea posible, pueden usarse intercambiadores de calor para transferir calor desde el gas de escape recirculado a la corriente de N₂ separada.

La separación de CO₂ y N₂ se realiza usando un proceso de adsorción por oscilación de presión (PSA) para separar el CO₂ y N₂ a la temperatura y presión del flujo de gas de entrada a la reacción de combustión. Usar la adsorción por oscilación de presión para realizar la separación puede permitir la recuperación, por ejemplo, de al menos el 90% (al menos aproximadamente el 95%, al menos aproximadamente el 97%, al menos aproximadamente el 98%, al menos aproximadamente el 99%, al menos aproximadamente el 99,3% o al menos aproximadamente el 99,5%) del CO₂ en el gas de escape recirculado, por ejemplo, al tiempo que también se genera una corriente de N₂ con al menos el 95% en volumen de pureza (al menos aproximadamente el 97% de pureza, al menos aproximadamente el 98% de pureza o al menos aproximadamente el 99% de pureza) y/o una corriente de CO₂ con al menos aproximadamente el 80% de pureza (tal como al menos aproximadamente el 85% de pureza, al menos aproximadamente el 90% de pureza, al menos aproximadamente el 95% de pureza, al menos aproximadamente el 97% de pureza, al menos aproximadamente el 98% de pureza, al menos aproximadamente el 99% de pureza, al menos aproximadamente el 99,3% de pureza o al menos aproximadamente el 99,5% de pureza).

En diversos aspectos, las condiciones de funcionamiento para un reactor de PSA pueden seleccionarse para facilitar el proceso de generación de energía eléctrica, al tiempo que todavía se capturan eficazmente los gases de escape.

Usar una PSA de temperatura relativamente alta puede conservar el contenido de energía de la parte de N₂ del gas de escape recirculado, de modo que la corriente de gas de N₂ puede usarse para accionar una turbina adicional para la generación de electricidad. Por el contrario, un método de separación convencional para la separación de CO₂, tal como separación con disolventes, puede requerir normalmente el ajuste de la temperatura y/o presión de la corriente para facilitar la separación. Por tanto, en lugar de requerir energía para modificar el escape recirculado antes de tratar los gases de escape, el uso de un reactor de PSA puede permitir que se ajuste el proceso de captura para coincidir con las condiciones de funcionamiento para la generación de energía eléctrica.

La PSA a alta temperatura también puede realizarse usando un ciclo de proceso que evita la necesidad de vapor a alta temperatura y/u otro gas de purga de intensa energía. Esto puede permitir que se recupere CO₂ de alta pureza, al tiempo que se reduce/minimiza la cantidad de pérdida de energía para la captura de los gases de escape.

Proceso de ciclo combinado para la generación de energía eléctrica con bajas emisiones

En diversos aspectos, se proporcionan sistemas y métodos para generar energía eléctrica al tiempo que se controlan y/o capturan las emisiones producidas durante la generación de energía eléctrica. Un propósito de la generación de energía eléctrica es usar alimentaciones de entrada (tal como combustibles) de manera tan eficaz como sea posible, de modo que la generación de energía eléctrica puede aumentarse/optimizarse para una cantidad dada de combustible y/o de equipamiento. Basándose en las condiciones para una generación de energía eléctrica eficaz, un propósito para el control/la captura de emisiones puede ser proporcionar una captura eficaz de emisiones al tiempo que se reducen/minimizan los cambios en las condiciones para la generación de energía eléctrica.

Tal como se usa en el presente documento, el término "combustión estequiométrica" se refiere a una reacción de combustión que tiene un volumen de reactivos que comprende un combustible y un oxidante y un volumen de productos formados mediante la combustión de los reactivos, usándose sustancialmente todo el volumen de los reactivos para formar los productos. Tal como se usa en el presente documento, el término "combustión sustancialmente estequiométrica" se refiere a una reacción de combustión que tiene una razón molar de combustible de combustión con respecto a oxígeno que oscila entre más menos aproximadamente el 10%, por ejemplo, desde aproximadamente más menos aproximadamente el 5%, del oxígeno requerido para una razón estequiométrica. Por ejemplo, la razón estequiométrica de combustible con respecto a oxígeno para metano es de 1:2 (CH₄ + 2O₂ ↔ CO₂ + 2H₂O), mientras que el propano debe tener una razón estequiométrica de combustible con respecto a oxígeno de 1:5. Otra manera de medir una combustión sustancialmente estequiométrica puede ser como razón de oxígeno suministrado con respecto a oxígeno requerido para la combustión estequiométrica, por ejemplo, desde aproximadamente 0,9:1 hasta aproximadamente 1,1:1 o desde aproximadamente 0,95:1 hasta aproximadamente 1,05:1.

En algunos aspectos, los procesos descritos en el presente documento pueden usarse para producir energía eléctrica de emisión ultrabaja y CO₂ para aplicaciones de recuperación de petróleo potenciada (EOR), de recuperación de hidrocarburos potenciada (EHR) y/o de secuestro/captura; en tales casos, las condiciones de proceso para EOR/EHR pueden ser similares a las de la aplicación de secuestro/captura o pueden ser ligeramente diferentes. En uno o más aspectos, una mezcla de gas enriquecido con oxígeno (por ejemplo, aire enriquecido) y combustible puede someterse a combustión estequiométrica o de manera sustancialmente estequiométrica y

mezclarse simultáneamente con una corriente de gas de escape recirculado. La corriente de gas de escape recirculado, que incluye generalmente productos de combustión tal como CO₂, puede usarse como diluyente para controlar, ajustar y/o moderar de otro modo la temperatura de combustión y el escape que entra en el expansor subsiguiente. Como resultado de usar enriquecimiento con oxígeno, el gas de escape recirculado puede tener un contenido en CO₂ aumentado, permitiendo de ese modo que el expansor funcione a razones de expansión incluso mayores para las mismas temperaturas de entrada y de descarga, produciendo de ese modo una energía eléctrica significativamente aumentada.

La combustión en turbinas de gas comerciales en condiciones estequiométricas o condiciones sustancialmente estequiométricas (por ejemplo, combustión "ligeramente rica") puede demostrarse ventajosa para eliminar el coste de la eliminación del oxígeno en exceso. Enfriando el escape y condensando el agua a partir de la corriente de escape enfriada, puede producirse una corriente de escape con un contenido en CO₂ relativamente alto. Aunque una parte del gas de escape recirculado puede utilizarse para la moderación de temperatura en un ciclo de Brayton cerrado, una corriente de purga restante puede usarse para aplicaciones de EOR y/o de recuperación de hidrocarburos potenciada y/o puede producirse energía eléctrica emitiéndose poco o nada de óxidos de azufre (SO_x), óxidos de nitrógeno (NO_x) y/o CO₂ a la atmósfera. El resultado de este proceso puede incluir la producción de energía eléctrica en tres ciclos independientes y la fabricación de CO₂ adicional. En algunos aspectos, realizar una combustión estequiométrica puede permitir la generación de una corriente de escape que consiste sustancialmente en CO₂, H₂O y N₂. Una corriente de escape que consiste sustancialmente en CO₂, H₂O y N₂ se define como una corriente de escape que contiene aproximadamente el 5% en moles o menos de otras moléculas de gas, por ejemplo, aproximadamente el 2,5% en moles o menos o aproximadamente el 1% en moles o menos.

La Fig. 1 representa un esquema de un sistema integrado ilustrativo 100 para la generación de energía eléctrica y recuperación de CO₂ que usa una disposición de ciclo combinado, según una o más realizaciones. En al menos una realización, el sistema de generación de energía eléctrica 100 puede incluir un sistema de turbina de gas 102 caracterizado como ciclo de Brayton cerrado, que produce energía eléctrica. El sistema de turbina de gas 102 puede tener un compresor primero o principal 104 acoplado a un expansor 106 a través de un árbol 108. El árbol 108 puede ser cualquier acoplamiento mecánico, eléctrico y/u otro de energía eléctrica, permitiendo de ese modo que una parte de la energía mecánica generada por el expansor 106 impulse el compresor principal 104. En al menos una realización, el sistema de turbina de gas 102 puede ser una turbina de gas estándar, formando el compresor principal 104 y el expansor 106 los extremos de compresor y de expansor, respectivamente. Sin embargo, en otras realizaciones, el compresor principal 104 y el expansor 106 pueden ser componentes individualizados en el sistema 102.

El sistema de turbina de gas 102 también puede incluir una cámara de combustión 110 configurada para someter a combustión un combustible introducido a través del conducto 112 mezclado con un oxidante introducido a través del conducto 114. En una o más realizaciones, el combustible en el conducto 112 puede incluir cualquier gas o líquido hidrocarbonado adecuado, tal como gas natural, metano, etano, nafta, butano, propano, gas de síntesis, diésel, queroseno, combustible para aviación, combustible derivado de carbón, biocombustible, materia prima hidrocarbonada oxigenada, o cualquier combinación de los mismos. El oxidante a través del conducto 114 puede derivarse de un compresor segundo o de entrada 118 acoplado fluidicamente a la cámara de combustión 110 y adaptado para comprimir un oxidante de alimentación introducido a través del conducto 120. En una o más realizaciones, el oxidante de alimentación en el conducto 120 puede incluir aire atmosférico, aire enriquecido o combinaciones de los mismos. Cuando el oxidante en el conducto 114 incluye una mezcla de aire atmosférico y aire enriquecido, el aire enriquecido puede comprimirse mediante el compresor de entrada 118 antes y/o después de mezclarse con el aire atmosférico. El aire enriquecido puede tener una concentración de oxígeno global de al menos aproximadamente el 30% en volumen, por ejemplo, al menos aproximadamente el 35% en volumen, al menos aproximadamente el 40% en volumen, al menos aproximadamente el 45% en volumen, al menos aproximadamente el 50% en volumen, desde aproximadamente el 30% en volumen hasta aproximadamente el 70% en volumen, desde aproximadamente el 30% en volumen hasta aproximadamente el 65% en volumen, desde aproximadamente el 30% en volumen hasta aproximadamente el 60% en volumen, desde aproximadamente el 30% en volumen hasta aproximadamente el 55% en volumen, desde aproximadamente el 30% en volumen hasta aproximadamente el 50% en volumen, desde aproximadamente el 35% en volumen hasta aproximadamente el 70% en volumen, desde aproximadamente el 35% en volumen hasta aproximadamente el 65% en volumen, desde aproximadamente el 35% en volumen hasta aproximadamente el 60% en volumen, desde aproximadamente el 35% en volumen hasta aproximadamente el 55% en volumen, desde aproximadamente el 35% en volumen hasta aproximadamente el 50% en volumen, desde aproximadamente el 40% en volumen hasta aproximadamente el 70% en volumen, desde aproximadamente el 40% en volumen hasta aproximadamente el 65% en volumen, desde aproximadamente el 40% en volumen hasta aproximadamente el 60% en volumen, desde aproximadamente el 40% en volumen hasta aproximadamente el 55% en volumen, desde aproximadamente el 40% en volumen hasta aproximadamente el 50% en volumen, desde aproximadamente el 45% en volumen hasta aproximadamente el 70% en volumen, desde aproximadamente el 45% en volumen hasta aproximadamente el 65% en volumen, desde aproximadamente el 45% en volumen hasta aproximadamente el 60% en volumen, desde aproximadamente el 45% en volumen hasta aproximadamente el 55% en volumen, desde aproximadamente el 45% en volumen hasta aproximadamente el 50% en volumen, desde aproximadamente el 50% en volumen hasta aproximadamente el 70% en volumen, desde

aproximadamente el 50% en volumen hasta aproximadamente el 65% en volumen o desde aproximadamente el 50% en volumen hasta aproximadamente el 60% en volumen.

5 El aire enriquecido puede derivarse de una cualquiera o más de diversas fuentes, incluyendo implementando diversas tecnologías aguas arriba del compresor de entrada 118 para producir el aire enriquecido. Por ejemplo, el aire enriquecido puede derivarse de tecnologías de separación tales como separación por membrana, adsorción por oscilación de presión, adsorción por oscilación de temperatura, corrientes de subproducto de planta de nitrógeno y/o combinaciones de las mismas. El aire enriquecido puede derivarse adicional o alternativamente de una unidad de separación de aire (ASU), tal como una ASU criogénica, para producir nitrógeno para el mantenimiento de la presión u otros propósitos. La corriente de rechazo de la ASU puede ser rica en oxígeno, por ejemplo, teniendo un contenido en oxígeno global de desde aproximadamente el 50% en volumen hasta aproximadamente el 70% en volumen. Esta corriente de rechazo puede usarse como al menos una parte del aire enriquecido y diluirse posteriormente, si es necesario, con aire atmosférico sin procesar para obtener la concentración de oxígeno deseada para la aplicación.

15 Tal como se describirá en más detalle a continuación, la cámara de combustión 110 también puede recibir un gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144, incluyendo una recirculación de gas de escape que tiene principalmente componentes de CO₂ y nitrógeno. El gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144 puede derivarse del compresor principal 104 y adaptarse para ayudar a facilitar una combustión estequiométrica o sustancialmente estequiométrica del oxidante comprimido en el conducto 114 y el combustible en el conducto 112 moderando la temperatura de los productos de combustión. Como puede apreciarse, recircular el gas de escape puede servir para aumentar la concentración de CO₂ en el gas de escape.

25 Un gas de escape en el conducto 116 dirigido hacia la entrada del expansor 106 puede generarse como producto de combustión del combustible en el conducto 112 y el oxidante comprimido en el conducto 114, en presencia del gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144. En al menos una realización, el combustible en el conducto 112 puede ser principalmente gas natural, generando de ese modo un gas de descarga o de escape a través del conducto 116 que puede incluir partes volumétricas de agua vaporizada, CO₂, nitrógeno, óxidos de nitrógeno (NO_x) y óxidos de azufre (SO_x). En algunas realizaciones, una pequeña parte de combustible sin quemar en el conducto 112 u otros compuestos también puede estar presente en el gas de escape en el conducto 116 debido a limitaciones en el equilibrio de combustión. A medida que el gas de escape en el conducto 116 se expande a través del expansor 106, puede generar energía mecánica para impulsar el compresor principal 104, un generador eléctrico y/u otras instalaciones, y también puede producir un escape gaseoso en el conducto 122 que tiene un contenido en CO₂ elevado que resulta del influjo del gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144. En algunas implementaciones, el expansor 106 puede estar adaptado para producir energía mecánica adicional que puede usarse para otros propósitos.

40 Adicional o alternativamente, el sistema de generación de energía eléctrica 100 puede incluir un sistema de recirculación de gas de escape (EGR) 124, que puede incluir un generador de vapor con recuperación de calor (HRSG) 126 o dispositivo similar, acoplado fluídicamente a una turbina de gas de vapor 128. En al menos una realización, la combinación del HRSG 126 y la turbina de gas de vapor 128 puede caracterizarse como un ciclo de Rankine cerrado que produce energía eléctrica. En combinación con el sistema de turbina de gas 102, el HRSG 126 y la turbina de gas de vapor 128 pueden formar parte de una planta de generación de energía eléctrica de ciclo combinado, tal como una planta de ciclo combinado de gas natural (NGCC). El escape gaseoso en el conducto 122 puede introducirse en el HRSG 126 con el fin de generar vapor a través del conducto 130 y un gas de escape enfriado en el conducto 132. Adicional o alternativamente, el vapor en el conducto 130 puede enviarse a la turbina de gas de vapor 128 para generar energía eléctrica adicional.

50 El gas de escape enfriado en el conducto 132 puede enviarse a una primera unidad de enfriamiento 134 adaptada para enfriar el gas de escape enfriado en el conducto 132 y generar una corriente de gas de recirculación enfriada 140. La primera unidad de enfriamiento 134 puede incluir, por ejemplo, uno o más enfriadores de contacto, enfriadores compensadores, unidad de enfriamiento evaporativa o cualquier combinación de los mismos. La primera unidad de enfriamiento 134 puede estar adaptada adicional o alternativamente para eliminar una parte de cualquier agua condensada del gas de escape enfriado en el conducto 132 por medio de una corriente de abandono de agua 138. En al menos una realización, la corriente de abandono de agua 138 puede dirigirse al HRSG 126 a través del conducto 141 para proporcionar una fuente de agua para la generación de vapor adicional en el conducto 130 en el mismo. Adicional o alternativamente, el agua recuperada por medio de la corriente de abandono de agua 138 puede usarse para otras aplicaciones aguas abajo, tales como procesos de intercambio de calor complementarios.

60 En la mayoría de las realizaciones, la corriente de gas de recirculación enfriada 140 puede dirigirse hacia un compresor de refuerzo 142. Enfriar el gas de escape enfriado en el conducto 132 en la primera unidad de enfriamiento 134 puede reducir la energía eléctrica requerida para comprimir la corriente de gas de recirculación enfriada 140 en el compresor de refuerzo 142. En oposición a un sistema de ventilador o soplador convencional, el compresor de refuerzo 142 puede estar configurado para comprimir, y por tanto aumentar, la densidad global de la corriente de gas de recirculación enfriada 140, dirigiendo de ese modo un gas de recirculación presurizado en el conducto 145 aguas abajo, pudiendo presentar por tanto el gas de recirculación presurizado en el conducto 145 una tasa de flujo másico aumentada para el mismo flujo volumétrico. Esto puede demostrar ser ventajoso, dado que el

compresor principal 104 puede estar limitado en el flujo volumétrico, y dirigir más flujo másico a través del compresor principal 104 puede dar como resultado presiones de descarga mayores, traduciéndose de ese modo en razones de presión mayores a través del expansor 106. Razones de presión mayores generadas a través del expansor 106 pueden permitir temperaturas de entrada mayores y, por tanto, un aumento en la potencia y/o la eficiencia del expansor 106. Como puede apreciarse, esto puede demostrar ser ventajoso, dado que el gas de escape rico en CO₂ en el conducto 116 puede mantener generalmente una capacidad térmica específica mayor.

Dado que la presión de succión del compresor principal 104 puede ser normalmente una función de su temperatura de succión, una temperatura de succión de enfriador puede demandar generalmente menos energía eléctrica para hacer funcionar el compresor principal 104 para el mismo flujo másico. Por consiguiente, el gas de recirculación presurizado en el conducto 145 puede dirigirse opcionalmente hacia una segunda unidad de enfriamiento 136, por ejemplo, que puede incluir uno o más enfriadores de contacto directo, enfriadores compensadores, unidad de enfriamiento evaporativas, o cualquier combinación de los mismos. En al menos una realización, la segunda unidad de enfriamiento 136 puede servir como postenfriador adaptado para eliminar al menos una parte del calor de compresión generado por el compresor de refuerzo 142 sobre el gas de recirculación presurizado en el conducto 145. La segunda unidad de enfriamiento 136 puede extraer adicional o alternativamente agua condensada adicional por medio de una corriente de abandono de agua 143. En algunas de tales realizaciones, las corrientes de abandono de agua 138, 143 pueden converger en una corriente 141 y pueden o pueden no dirigirse al HRSG 126 para generar vapor adicional a través del conducto 130 en el mismo. Aunque solo se representan unidades de enfriamiento primera y segunda 134, 136 en el presente documento, puede emplearse cualquier número deseado de unidades de enfriamiento para adecuarse a una variedad de aplicaciones, sin apartarse del alcance de la divulgación.

El compresor principal 104 puede estar configurado para recibir y comprimir el gas de recirculación presurizado en el conducto 145 hasta una presión nominalmente a o por encima de la presión de la cámara de combustión 110, generando de ese modo el gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144. Como puede apreciarse, enfriar el gas de recirculación presurizado en el conducto 145 en la segunda unidad de enfriamiento 136 tras la compresión en el compresor de refuerzo 142 puede permitir un flujo másico volumétrico aumentado de gas de escape al compresor principal 104. Por consiguiente, esto puede reducir la cantidad de energía eléctrica requerida para comprimir el gas de recirculación presurizado en el conducto 145 hasta una presión predeterminada.

En muchas realizaciones, una corriente de purga 146 puede recuperarse del gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144 y tratarse posteriormente en un separador de CO₂ 148 para capturar CO₂ a una presión elevada a través del conducto 150. Preferiblemente, el separador de CO₂ puede ser una unidad de adsorción por oscilación de presión, tal como se describe más detalladamente a continuación. El CO₂ separado en el conducto 150 puede usarse para ventas, usarse en otros procesos que requieren CO₂ y/o comprimirse adicionalmente e inyectarse en un yacimiento terrestre para la recuperación de petróleo potenciada (EOR), la recuperación de hidrocarburos potenciada (EHR), el secuestro, u otro propósito. Debido a la combustión estequiométrica o sustancialmente estequiométrica del combustible en el conducto 112 combinada con una presión reforzada del compresor de refuerzo 142, la presión parcial de CO₂ en la corriente de purga 146 puede ser mucho mayor que en escapes de turbina de gas convencionales.

Una corriente residual 151, agotada esencialmente de CO₂ y que consiste principalmente en nitrógeno, puede derivarse adicional o alternativamente del separador de CO₂ 148. En algunas realizaciones, la corriente residual 151 puede introducirse en un expansor de gas 152 para proporcionar energía eléctrica y un gas despresurizado expandido, o gas de escape, a través del conducto 156. El expansor 152 puede ser, por ejemplo, un expansor de nitrógeno que produce energía eléctrica. Tal como se representa, el expansor de gas 152 puede estar acoplado opcionalmente al compresor de entrada 118 a través de un árbol común 154 u otro acoplamiento mecánico, eléctrico o de energía eléctrica de otro tipo, permitiendo de ese modo que una parte de la energía eléctrica generada por el expansor de gas 152 para impulsar el compresor de entrada 118. Sin embargo, durante el arranque del sistema 100 y/o durante el funcionamiento normal, cuando el expansor de gas 152 no puede suministrar toda la energía eléctrica requerida para hacer funcionar el compresor de entrada 118, al menos un motor 158, tal como un motor eléctrico, puede usarse de manera sinérgica con el expansor de gas 152. Por ejemplo, el motor 158 puede estar dimensionado de manera apropiada de modo que, durante el funcionamiento normal del sistema 100, el motor 158 pueda configurarse para suministrar el fallo de energía eléctrica del expansor de gas 152. Sin embargo, en otras realizaciones el expansor de gas 152 puede usarse para proporcionar energía eléctrica a otras aplicaciones, y no acopladas directamente al compresor de entrada 118. Por ejemplo, puede haber una disparidad sustancial entre la energía eléctrica generada por el expansor 152 y los requisitos del compresor 118. En tales casos, el expansor 152 puede adaptarse para impulsar un compresor más pequeño (o más grande) (no mostrado) que puede demandar menos (o más) energía eléctrica.

Un gas despresurizado expandido en el conducto 156, que consiste principalmente en gas de nitrógeno seco, puede descargarse del expansor de gas 152. En al menos una realización, la combinación del expansor de gas 152, compresor de entrada 118 y separador de CO₂ 148 puede caracterizarse como un ciclo de Brayton abierto, y/o un tercer componente que produce energía eléctrica del sistema de generación de energía eléctrica 100. Se cree que

los sistemas y métodos convencionales de expansión del gas de nitrógeno en la corriente residual 151, y variaciones de los mismos, se conocen en la técnica y por tanto no se dan a conocer en el presente documento.

5 Adicional o alternativamente, el expansor de gas 152 puede sustituirse y/o complementarse con un compresor aguas abajo 158. Al menos una parte de (y hasta toda) la corriente residual 151 puede comprimirse en un compresor aguas abajo para generar un gas de escape comprimido a través del conducto 160, que puede ser adecuado para su inyección en un yacimiento para aplicaciones de mantenimiento de la presión. En aplicaciones en las que normalmente se reinyecta gas de metano en pozos de hidrocarburos para mantener las presiones de pozo, 10 comprimir la corriente residual 151 puede demostrar ser ventajoso. Por ejemplo, el gas de nitrógeno presurizado en el conducto 160 puede inyectarse en su lugar en los pozos de hidrocarburos, y cualquier gas de metano residual puede venderse o usarse de otra manera como combustible en aplicaciones relacionadas, tal como en el conducto 112.

15 Usando aire enriquecido como oxidante comprimido en el conducto 114 y presurizando el gas de escape en el compresor de refuerzo 142, el sistema de generación de energía eléctrica 100 puede conseguir concentraciones mayores de CO₂ en el gas de escape, permitiendo de ese modo una separación y una captura de CO₂ más eficaz. Las realizaciones dadas a conocer en el presente documento, por ejemplo, pueden aumentar eficazmente la concentración de CO₂ en el gas de escape en el conducto 116 hasta concentraciones de CO₂ que oscilan entre 20 aproximadamente el 10% en volumen y aproximadamente el 20% en volumen. Para conseguir tales concentraciones 20 de CO₂, la cámara de combustión 110 puede estar adaptada para someter a combustión estequiométrica o sustancialmente estequiométrica una mezcla entrante de combustible en el conducto 112 y oxidante comprimido en el conducto 114, pudiendo incluir el oxidante comprimido en el conducto 114 una corriente que tiene un contenido en oxígeno mayor de aproximadamente el 21% en volumen, por ejemplo, aire enriquecido, tal como que tiene una concentración de oxígeno global de aproximadamente el 30% en volumen, aproximadamente el 35% en volumen, 25 aproximadamente el 40% en volumen, aproximadamente el 45% en volumen o aproximadamente el 50% en volumen.

30 Con el fin de moderar la temperatura de la combustión estequiométrica y cumplir con los requisitos de enfriamiento de componente y de temperatura de entrada del expansor 106, una parte del gas de escape con contenido en CO₂ aumentado derivado del gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144 puede inyectarse a la cámara de combustión 110 como diluyente. Por tanto, las realizaciones de la divulgación pueden eliminar esencialmente el oxígeno en exceso del gas de escape en el conducto 116, al tiempo que ventajosamente aumenta su concentración de CO₂, por ejemplo, hasta aproximadamente el 20% en volumen u opcionalmente mayor. Como tal, el escape gaseoso en el conducto 122 puede tener menos de aproximadamente el 3,0% en volumen de oxígeno, 35 por ejemplo, menos de aproximadamente el 1,0% en volumen de oxígeno, menos de aproximadamente el 0,1% en volumen de oxígeno o menos de aproximadamente el 0,01% en volumen de oxígeno.

40 Al menos un beneficio de tener una concentración de CO₂ aumentada puede ser que el expansor 106 pueda hacerse funcionar a una razón de expansión incluso mayor para las mismas temperaturas de entrada y de descarga, y puede producir de este modo una energía eléctrica aumentada. Esto puede deberse a la mayor capacidad térmica del CO₂ en relación con el nitrógeno encontrado en el aire ambiental. En uno o más aspectos, la razón de expansión del expansor 106 puede aumentarse desde aproximadamente 17,0 hasta aproximadamente 20,0, correspondiendo a aproximadamente el 10% en volumen y aproximadamente el 20% en volumen de corrientes de recirculación de CO₂, 45 respectivamente. Por ejemplo, puede usarse aire enriquecido que tiene aproximadamente el 35% en volumen de oxígeno con el fin de conseguir aproximadamente el 20% en volumen en la corriente de recirculación de CO₂.

50 Los beneficios adicionales o alternativos de tener una concentración de CO₂ aumentada en el gas de recirculación pueden incluir, pero no se limitan a, una concentración aumentada de CO₂ en la corriente de purga extraída 146 usada para la separación de CO₂. Debido a su concentración de CO₂ aumentada, no es necesario que la corriente de purga 146 sea tan grande con el fin de extraer las cantidades requeridas de CO₂. Por ejemplo, el equipamiento de manipulación de extracción para la separación de CO₂ puede ser menor, incluyendo sus tuberías, intercambiadores de calor, válvulas, torres de absorbedor, etc. Además, concentraciones aumentadas de CO₂ pueden mejorar el rendimiento de tecnología de eliminación de CO₂, incluyendo el uso de procesos de separación de baja energía, tal como el empleo de disolventes con menor intensidad de energía que de lo contrario serían 55 insostenibles. Por consiguiente, los gastos de capital para capturar CO₂ pueden reducirse drásticamente.

60 Ahora se comentará un ejemplo de funcionamiento del sistema 100. Como se apreciará, las temperaturas y presiones específicas conseguidas/experimentadas en los diversos componentes de cualquiera de las realizaciones dadas a conocer en el presente documento pueden cambiar dependiendo de, entre otros factores, la pureza del oxidante usado y/o las formas y/o modelos específicos de expansores, compresores, enfriadores, etc. Por consiguiente, debe apreciarse que los datos particulares descritos en el presente documento son solo con fines ilustrativos y no deben interpretarse como la única interpretación de los mismos. En una realización, el compresor de entrada 118 puede proporcionar oxidante comprimido en el conducto 114 a una presión de entre aproximadamente 280 psia (aproximadamente 1,9 MPaa) y aproximadamente 300 psia (aproximadamente 2,1 MPaa). Sin embargo, en 65 el presente documento también se contempla la tecnología de turbina de gas aeroderivativa, que puede producir y consumir presiones de hasta aproximadamente 750 psia (aproximadamente 5,2 MPaa) y mayores.

El compresor principal 104 puede estar configurado para recircular y comprimir gas de escape recirculado para dar el gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144 a una presión nominalmente a o por encima de la cámara de combustión 110 presión, y para usar una parte de ese gas de escape recirculado como diluyente en la cámara de combustión 110. Dado que las cantidades de diluyente necesarias en la cámara de combustión 110 pueden depender de la pureza del oxidante usado para la combustión estequiométrica o el modelo/diseño particular de expansor 106, puede diseñarse un anillo de termopares y/o sensores de oxígeno (no mostrados) en la salida del expansor 106. En funcionamiento, los termopares y/o sensores pueden estar adaptados para regular y determinar el volumen de gas de escape requerido como diluyente necesario para enfriar los productos de combustión hasta la temperatura de entrada de expansor requerida, y también para proporcionar una realimentación para regular la cantidad de oxidante que se inyecta a la cámara de combustión 110. Por tanto, en respuesta a los requisitos térmicos detectados por los termopares y/o los niveles de oxígeno detectados por los sensores de oxígeno, puede manipularse el flujo másico volumétrico de gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144 y oxidante comprimido en el conducto 114 hacia arriba o hacia abajo para seguir la demanda.

En al menos una realización, puede experimentarse una caída de presión de aproximadamente 12-13 psi (aproximadamente 83-90 kPa) a través de la cámara de combustión 110 durante la combustión estequiométrica o sustancialmente estequiométrica. La combustión del combustible en el conducto 112 y el oxidante comprimido en el conducto 114 puede generar temperaturas de entre aproximadamente 2000°F (aproximadamente 1093°C) y aproximadamente 3000°F (aproximadamente 1649°C) y presiones que oscilan entre aproximadamente 250 psia (aproximadamente 1,7 MPaa) y aproximadamente 300 psia (aproximadamente 2,1 MPaa). Tal como se describió anteriormente, debido al flujo másico aumentado y la capacidad térmica específica mayor del gas de escape rico en CO₂ derivado del gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144, pueden conseguirse razones de presión mayores a través del expansor 106, permitiendo de ese modo temperaturas de entrada mayores y una energía eléctrica del expansor 106 aumentada.

El escape gaseoso en el conducto 122 que sale del expansor 106 puede presentar presiones a o cerca de la ambiental, por ejemplo, aproximadamente 13-17 psia (aproximadamente 90-120 kPaa). La temperatura del escape gaseoso en el conducto 122 puede ser de desde aproximadamente 1225°F (aproximadamente 663°C) hasta aproximadamente 1275°F (aproximadamente 691°C) antes de pasar a través del HRSG 126 para generar vapor en el conducto 130 y un gas de escape enfriado en el conducto 132. En una o más realizaciones, la unidad de enfriamiento 134 puede reducir la temperatura del gas de escape enfriado en el conducto 132, generando de ese modo la corriente de gas de recirculación enfriada 140 que tiene una temperatura de entre aproximadamente 32°F (aproximadamente 0°C) y aproximadamente 120°F (aproximadamente 49°C). Como puede apreciarse, tales temperaturas pueden fluctuar, por ejemplo, dependiendo de las temperaturas de bulbo húmedo durante temporadas específicas en ubicaciones específicas por todo el mundo.

Según una o más realizaciones, el compresor de refuerzo 142 puede estar configurado para elevar la presión de la corriente de gas de recirculación enfriada 140 hasta una presión que oscila entre aproximadamente 17 psia (aproximadamente 120 kPaa) y aproximadamente 21 psia (aproximadamente 140 kPaa). Como resultado, el compresor principal 104 puede recibir y comprimir eventualmente un escape recirculado con una densidad mayor y un flujo másico aumentado, permitiendo de ese modo una presión de descarga sustancialmente mayor al tiempo que se mantiene la misma razón de presión o una similar. Con el fin de aumentar adicionalmente la densidad y el flujo másico del gas de recirculación de escape, el gas de recirculación presurizado en el conducto 145 descargado del compresor de refuerzo 142 puede enfriarse entonces adicionalmente en la segunda unidad de enfriamiento opcional 136, que puede, en algunas realizaciones, estar configurada para reducir la temperatura de gas de recirculación presurizado en el conducto 145 hasta aproximadamente 105°F (aproximadamente 41°C) antes de dirigirse hacia el compresor principal 104.

Adicional o alternativamente, la temperatura del gas de escape de recirculación comprimido en el conducto 144 descargado del compresor principal 104, y por consiguiente la temperatura de la corriente de purga 146, puede ser de aproximadamente 800°F (aproximadamente 427°C), con una presión de aproximadamente 280 psia (aproximadamente 1,9 MPaa). La adición del compresor de refuerzo 142 y la combustión estequiométrica de aire enriquecido puede aumentar la presión de purga de CO₂ en la corriente de purga 146, lo que puede conducir a un rendimiento de tratamiento de disolvente mejorado en el separador de CO₂ 148 debido a la presión parcial de CO₂ mayor.

Procesos de adsorbedor por oscilación - resumen

La adsorción por oscilación de presión (PSA) se basa en hacer oscilar o repetir en ciclos la presión sobre un lecho de adsorbente a través de un intervalo de valores. En procesos de PSA, se conduce una mezcla gaseosa a presión durante un periodo de tiempo sobre un primer lecho de un sorbente sólido que es selectivo, o relativamente selectivo, para eliminar uno o más componentes, considerados habitualmente como contaminante, de la mezcla gaseosa. Por ejemplo, puede introducirse una alimentación en un aparato de PSA a una presión de alimentación. A la presión de alimentación, uno o más de los componentes (gases) en la alimentación pueden (ad)sorberse selectivamente (o de manera relativamente selectiva), al tiempo que uno o más de otros componentes (gases)

pueden atravesar con una adsorción menor o mínima. Un componente (gas) que se (ad)sorbe selectivamente puede denominarse componente “pesado” de una alimentación, al tiempo que un gas que no se (ad)sorbe selectivamente puede denominarse componente “ligero” de una alimentación. Por conveniencia, una referencia al componente “pesado” de la alimentación puede hacer referencia a todos los componentes (gases) que se (ad)sorben selectivamente, a menos que se especifique lo contrario. De manera similar, una referencia al componente “ligero” puede hacer referencia a todos los componentes (gases) que no se (ad)sorben selectivamente, a menos que se especifique lo contrario. Tras un periodo de tiempo, puede detenerse el flujo de alimentación al aparato de PSA. El flujo de alimentación puede detenerse basándose en un programa predeterminado, basándose en la detección del avance de uno o más componentes pesados, basándose en la (ad)сорción del/de los componente(s) pesado(s) correspondiendo a al menos un porcentaje umbral de la capacidad total del (ad)сорbente, o basándose en cualquier otro criterio conveniente. La presión en el reactor puede reducirse entonces hasta una presión de desorción que puede permitir que el/los componente(s) (ad)сорbido(s) selectivamente (gas(es)) se libere(n) del (ad)сорbente. Opcionalmente, uno o más gases de purga pueden usarse antes de, durante y/o tras la reducción en la presión para facilitar la liberación del/de los componente(s) (ad)сорbido(s) selectivamente (gas(es)). Dependiendo de su naturaleza, puede realizarse opcionalmente un ciclo de PSA completo a una temperatura aproximadamente constante. Ya que la PSA está habilitada habitualmente mediante al menos adsorción y se produce habitualmente en componentes gaseosos, los términos “adsorción”/“adsorbente” y “gas(es)” se usan como descriptores en la presente memoria descriptiva y las reivindicaciones, sin pretender ser limitante en su alcance, incluso si “absorción”/“absorbente”/“sorbente”/“сорción” y “componente(s)” pueden ser aplicables más generalmente.

Pueden usarse múltiples lechos para posibilitar un ciclo completo, pasando normalmente cada lecho secuencialmente a través del mismo ciclo. Cuando un primer reactor de PSA satisface una condición, tal como que el adsorbente en el reactor se sature suficientemente, el flujo de alimentación puede cambiarse a un segundo reactor. El primer reactor de PSA puede regenerarse entonces al liberarse los gases adsorbidos. Para permitir un flujo de alimentación continuo, puede usarse un número suficiente de reactores de PSA y/o lechos de adsorbente de modo que el primer reactor de PSA se acaba regenerándolo antes de al menos otro reactor de PSA satisfaga la condición para cambiar reactores.

Procesos de absorbedor por oscilación - ciclo de proceso

En diversos aspectos, puede usarse un reactor de PSA para realizar una separación en una corriente que contiene CO₂ y N₂. Un ejemplo de una corriente de este tipo puede incluir la corriente de escape de una reacción de combustión para proporcionar energía eléctrica para una turbina de gas. Preferiblemente, la corriente de escape puede ser el escape de una reacción de combustión realizada con una composición sustancialmente estequiométrica con respecto a la cantidad de oxígeno y combustible. Antes de usarla como alimentación para separación mediante PSA, la corriente de escape puede experimentar un procesamiento adicional, tal como condensación para eliminar agua, combustión para eliminar combustible en exceso, adsorción para la eliminación de especies de NO_x y/u otros tipos de procesamiento para eliminar componentes diferentes de CO₂ y N₂. En algunos aspectos, la parte de la corriente de escape usada como alimentación para el reactor de PSA puede tener un contenido en agua de menos de aproximadamente el 1,0% en volumen, tal como menos de aproximadamente el 0,5% en volumen. Adicional o alternativamente, la parte de la corriente de escape usada como alimentación para el reactor de PSA puede tener un contenido en O₂ de menos de aproximadamente el 3,0% en volumen, tal como menos de aproximadamente el 1,0% en volumen o menos de aproximadamente el 0,5% en volumen. Más adicional o alternativamente, la alimentación al reactor de PSA puede estar compuesta sustancialmente de CO₂ y N₂, estando presentes los componentes de la alimentación de gas de entrada diferentes de CO₂ y N₂ en una cantidad de aproximadamente el 1,0% en volumen o menos cada uno, tal como menos de aproximadamente el 0,5% en volumen cada uno. Todavía más adicional o alternativamente, en una alimentación compuesta sustancialmente de CO₂ y N₂, el % en volumen combinado de componentes distintos de CO₂ y N₂ puede ser de aproximadamente el 2,0% en volumen o menos, tal como aproximadamente el 1,0% en volumen o menos o el 0,5% en volumen o menos.

Para realizar una separación, una parte de la corriente de escape recirculada puede introducirse en un reactor de PSA, tal como una corriente de purga del bucle de recirculación de corriente de escape. La parte de la corriente de escape recirculada puede extraerse del sistema de recirculación de escape en una ubicación tras haberse modificado la temperatura y la presión de la corriente de escape recirculada (y/o tras haberse obtenido la temperatura y la presión deseadas) para su uso como parte del flujo de gas de entrada a la reacción de combustión. En tal punto en el sistema de recirculación, la corriente de escape puede tener una temperatura de desde aproximadamente 300°C hasta aproximadamente 600°C, por ejemplo, desde aproximadamente 300°C hasta aproximadamente 550°C, desde aproximadamente 300°C hasta aproximadamente 500°C, desde aproximadamente 300°C hasta aproximadamente 450°C, desde aproximadamente 300°C hasta aproximadamente 400°C, desde aproximadamente 350°C hasta aproximadamente 600°C, desde aproximadamente 350°C hasta aproximadamente 550°C, desde aproximadamente 350°C hasta aproximadamente 500°C, desde aproximadamente 350°C hasta aproximadamente 450°C, desde aproximadamente 400°C hasta aproximadamente 600°C, desde aproximadamente 400°C hasta aproximadamente 550°C, desde aproximadamente 400°C hasta aproximadamente 500°C, desde aproximadamente 425°C hasta aproximadamente 600°C, desde aproximadamente 425°C hasta aproximadamente 550°C, desde aproximadamente 425°C hasta aproximadamente 500°C, desde aproximadamente 425°C hasta aproximadamente 460°C, desde aproximadamente 450°C hasta aproximadamente 600°C, desde aproximadamente

450°C hasta aproximadamente 550°C, desde aproximadamente 500°C hasta aproximadamente 600°C. Adicional o alternativamente, la temperatura puede ser de al menos aproximadamente 325°C, por ejemplo, al menos aproximadamente 350°C, al menos aproximadamente 400°C, al menos aproximadamente 425°C o al menos aproximadamente 440°C. Más adicional o alternativamente, la temperatura puede ser de aproximadamente 575°C o menos, aproximadamente 550°C o menos, aproximadamente 500°C o menos, aproximadamente 475°C o menos, aproximadamente 460°C o menos, o aproximadamente 440°C o menos. Todavía más adicional o alternativamente, la presión de la corriente de escape recirculada puede ser de al menos aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa), por ejemplo, al menos aproximadamente 15 bara (aproximadamente 1,5 MPaa), al menos aproximadamente 20 bara (aproximadamente 2,0 MPaa), al menos aproximadamente 25 bara (aproximadamente 2,5 MPaa) o al menos aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa). Aún más adicional o alternativamente, la presión puede ser de aproximadamente 60 bara (6,0 MPaa) o menos, por ejemplo, aproximadamente 50 bara (aproximadamente 5,0 MPaa) o menos, aproximadamente 40 bara (aproximadamente 4,0 MPaa) o menos, aproximadamente 35 bara (aproximadamente 3,5 MPaa) o menos, aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa) o menos, aproximadamente 25 bara (aproximadamente 2,5 MPaa) o menos, o aproximadamente 22,5 bara (aproximadamente 2,25 MPaa) o menos. En algunos aspectos alternativos, pueden seleccionarse otras ubicaciones para extraer la parte de la corriente de escape recirculada, siempre que la parte extraída tenga valores de temperatura y presión similares.

La corriente de escape recirculada se introduce en el reactor de PSA a una temperatura de separación y una presión de separación tal como se definen en la reivindicación 1, que pueden corresponder a la temperatura y la presión de la corriente de recirculación. Sin embargo, puede producirse alguna variación en la temperatura y/o la presión de entre la extracción de la parte de la corriente de escape recirculada del sistema de recirculación y la introducción de la corriente de escape recirculada en el reactor de PSA. Por ejemplo, la temperatura de separación para la parte de la corriente de escape recirculada introducida en el reactor de PSA puede diferir de la temperatura en el sistema de recirculación en aproximadamente 20°C o menos, por ejemplo, en aproximadamente 15°C o menos o en aproximadamente 10°C o menos. Se observa que, aunque tener la misma temperatura para la temperatura de separación y la temperatura en la corriente de recirculación (es decir, una diferencia de aproximadamente 0°C) se incluya en las diferencias enumeradas, en algunas realizaciones raras las diferencias de temperatura pueden excluir opcionalmente 0°C. Adicional o alternativamente, la presión de separación para la parte de la corriente de escape recirculada introducida en el reactor de PSA puede diferir de la presión en el sistema de recirculación en aproximadamente 5 bar (0,5 MPa) o menos, por ejemplo, aproximadamente 2 bara (0,2 MPa) o menos, aproximadamente 1 bara (aproximadamente 0,1 MPa) o menos, o aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa) o menos.

Cuando la corriente de escape se introduce en el reactor de PSA, el N₂ en la corriente de escape corresponde a un componente "ligero", mientras que el CO₂ corresponde a un componente "pesado". Por tanto, el N₂ puede pasar principalmente a través del reactor, mientras que el CO₂ puede adsorberse selectivamente en el reactor. La adsorción de CO₂ de la alimentación puede dar como resultado una corriente de N₂ de producto. La alimentación puede hacerse pasar a través del reactor de PSA hasta que se satisfacen uno o más criterios predefinidos para cambiar la alimentación a otro reactor de PSA o detener de otro modo el flujo de gas de alimentación. Puede usarse cualquier criterio predefinido conveniente. Por ejemplo, la alimentación puede hacerse pasar a través del reactor durante un periodo de tiempo especificado. Adicional o alternativamente, la alimentación puede hacerse pasar al reactor hasta que se detecta una cantidad de avance de CO₂ en la corriente de N₂ de producto. Más adicional o alternativamente, la alimentación puede hacerse pasar al reactor hasta que la cantidad de CO₂ que ha entrado en el reactor es aproximadamente igual a un valor umbral de la capacidad adsorbente del reactor. En una situación de este tipo, por ejemplo, la alimentación puede hacerse pasar al reactor hasta que la cantidad de CO₂ que ha entrado en el reactor es igual a al menos aproximadamente el 75% de la capacidad adsorbente del material adsorbente en el reactor, tal como al menos aproximadamente el 80%, al menos aproximadamente el 85% o al menos aproximadamente el 90%. Un ciclo de PSA típico puede implicar introducir la alimentación en el reactor durante de aproximadamente 30 segundos a aproximadamente 300 segundos, por ejemplo, durante de aproximadamente 60 segundos a aproximadamente 120 segundos.

La corriente de N₂ de producto tiene una pureza de al menos el 90% en volumen, al menos aproximadamente el 92% en volumen, al menos aproximadamente el 93% en volumen, al menos aproximadamente el 94% en volumen, al menos aproximadamente el 95% en volumen, al menos aproximadamente el 96% en volumen, al menos aproximadamente el 97% en volumen o al menos aproximadamente el 98% en volumen. Tras la eliminación opcional de agua, la corriente de N₂ de producto puede tener una pureza de al menos aproximadamente el 90% en volumen, por ejemplo, al menos aproximadamente el 95% en volumen, al menos aproximadamente el 97% en volumen, al menos aproximadamente el 98% en volumen o al menos el 99% en volumen. La presión de la corriente de N₂ can puede ser de al menos aproximadamente el 90%, por ejemplo, al menos aproximadamente el 95%, de la presión del escape recirculado usado como entrada al reactor de PSA. Adicionalmente, la presión de la corriente de N₂ difiere de la presión de separación en menos de aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa), por ejemplo, menos de aproximadamente 0,3 bar (aproximadamente 30 kPa) o menos de aproximadamente 0,1 bar (aproximadamente 10 kPa). Más adicionalmente, la temperatura de separación para la parte de la corriente de escape recirculada introducida en el reactor de PSA puede diferir de la temperatura de la corriente de producto de N₂ en aproximadamente 20°C o menos, por ejemplo, en aproximadamente 15°C o menos o en aproximadamente 10°C o

menos. Se observa que, aunque tener la misma temperatura para la temperatura de separación y la temperatura en la corriente de recirculación (es decir, una diferencia de aproximadamente 0°C) esté incluido en las diferencias enumeradas, en algunas realizaciones raras las diferencias de temperatura pueden excluir opcionalmente 0°C. Adicional o alternativamente, la temperatura de la corriente de producto de N₂ puede ser al menos la temperatura del reactor de PSA (la temperatura de adsorción) durante la parte de adsorción del ciclo de separación.

Tras detener la alimentación, se reduce la presión en el reactor de PSA, por ejemplo, usando uno o más procesos de reducción por soplado. En un proceso de reducción por soplado, uno o ambos lados de un reactor de PSA pueden abrirse para permitir que se libere presión en forma de una corriente de gas de reducción por soplado. La corriente de gas de reducción por soplado puede incluir generalmente una parte mayoritaria de N₂ y también puede incluir normalmente algo de CO₂. La cantidad de CO₂ adsorbido liberado en el/los proceso(s) de reducción por soplado puede dependerse de la naturaleza del adsorbente. En algunos reactores de PSA convencionales, la corriente de gas de reducción por soplado puede escaparse del lado de entrada de alimentación del reactor. Alternativamente, una o más corrientes de gas de reducción por soplado pueden escaparse del lado de producto del reactor. Por ejemplo, una opción puede incluir tener un proceso de reducción por soplado inicial que sale del lado de producto del reactor seguido de un segundo proceso de reducción por soplado que permite que una corriente de gas salga de ambos lados del reactor. El/Los proceso(s) de reducción por soplado puede(n) reducir la presión en el reactor hasta un valor de desde aproximadamente 0,9 bara (aproximadamente 90 kPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa), por ejemplo, desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa), desde aproximadamente 1,1 bara (aproximadamente 110 kPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa), desde aproximadamente 1,3 bara (aproximadamente 130 kPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa), desde aproximadamente 0,9 bara (aproximadamente 90 kPaa) hasta aproximadamente 2,6 bara (aproximadamente 260 kPaa), desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 2,6 bara (aproximadamente 260 kPaa), desde aproximadamente 1,1 bara (aproximadamente 110 kPaa) hasta aproximadamente 2,6 bara (aproximadamente 260 kPaa), desde aproximadamente 1,3 bara (aproximadamente 130 kPaa) hasta aproximadamente 2,6 bara (aproximadamente 260 kPaa), desde aproximadamente 0,9 bara (aproximadamente 90 kPaa) hasta aproximadamente 2,0 bara (aproximadamente 0,2 MPaa), desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 2,0 bara (aproximadamente 0,2 MPaa), desde aproximadamente 1,1 bara (aproximadamente 110 kPaa) hasta aproximadamente 2,0 bara (aproximadamente 0,2 MPaa) o desde aproximadamente 1,3 bara (aproximadamente 130 kPaa) hasta aproximadamente 2,0 bara (aproximadamente 0,2 MPaa). En muchas realizaciones, mantener una presión por encima de la presión atmosférica en el reactor puede ayudar con la retención del adsorbente de CO₂ hasta una etapa de purga posterior cuando se desea una desorción. En algunas realizaciones, la duración de tiempo para los procesos de reducción por soplado puede ser de desde aproximadamente 30 segundos hasta aproximadamente 120 segundos.

En algunos aspectos, el uso de múltiples etapas de reducción por soplado puede ser deseable para crear corrientes de reducción por soplado que son más fáciles de procesar posteriormente. Por ejemplo, durante la adsorción de CO₂ a partir de un gas de escape, normalmente puede desarrollarse un perfil en el reactor, con un contenido mayor de CO₂ no adsorbido cerca del extremo trasero (de entrada) del reactor y un contenido menor de CO₂ cerca del extremo de salida (frontal) del reactor. Basándose en este perfil, una reducción por soplado parcial desde solo el extremo de salida (frontal) del reactor puede usarse para producir una salida de reducción por soplado con un contenido en CO₂ bajo. Esta etapa de reducción por soplado inicial puede dar como resultado que el contenido en CO₂ mayor cerca del extremo trasero (de entrada) del reactor esté distribuido más uniformemente por todo el reactor. Cuando esto ocurre, entonces puede ser más eficaz permitir que corrientes de salida de reducción por soplado salgan de ambos extremos del reactor hasta que pueda conseguirse la presión inferior deseada.

Preferiblemente, no se introduce un gas tampón en el reactor durante el tiempo entre la detención del flujo de gas de escape y el inicio de la(s) etapa(s) de proceso de reducción por soplado. Puede preferirse adicional o alternativamente que la(s) etapa(s) de proceso de reducción por soplado pueda(n) realizarse sin introducir un gas adicional en el reactor. Evitar el uso de gases tampón y/o gases adicionales en las etapas de reducción por soplado puede ser deseable, porque la introducción de tales gases tras detener el flujo de gas de escape puede dar normalmente como resultado una pérdida adicional de valor para dar una corriente de valor bajo. Por ejemplo, los flujos de salida generados por la(s) etapa(s) de reducción por soplado son, por definición, flujos de salida de menor presión en relación con el flujo de N₂ de producto generado durante la separación del gas de escape. Por tanto, el N₂ en la salida de reducción por soplado ha perdido normalmente mucho de su valor desde un punto de vista de la generación de energía eléctrica. Antes de su uso adicional, es probable que sea necesario volver a comprimir el N₂ en el flujo de salida de reducción por soplado. Añadir N₂ adicional tras detener el flujo de gas de escape puede aumentar normalmente solo la cantidad de N₂ en este flujo de salida de valor bajo. El flujo de salida de reducción por soplado puede preferiblemente ser relativamente bajo en CO₂, ya que generalmente puede ser deseable retener tanto CO₂ como sea posible hasta el inicio de la(s) etapa(s) de purga posterior(es). Cualquier CO₂ que sale del reactor de PSA como parte de una corriente de reducción por soplado representa CO₂ adicional en una corriente distinta de la corriente de producto de CO₂ deseada. Entonces puede ser necesario manipular por separado este CO₂ adicional, que puede estar normalmente en una concentración baja, si se desea conseguir una cantidad de captura y recuperación de carbono tan alta como sea posible. Por tanto, añadir CO₂ adicional en este caso tampoco

es deseable normalmente. Finalmente, añadir un tercer gas diferente de CO₂, N₂ o H₂O puede no ser deseable, ya que la introducción de un gas de este tipo puede dar como resultado probablemente otro componente que requiere separación.

- 5 Tras el/los proceso(s) de reducción por soplado, la purga de vapor se usa para eliminar el CO₂ adsorbido del reactor. Una opción puede incluir usar una purga de vapor a una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa), por ejemplo, desde aproximadamente 1,1 bara (aproximadamente 110 kPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa), desde aproximadamente 1,3 bara (aproximadamente 130 kPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa), desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 2,6 bara (aproximadamente 260 kPaa), desde aproximadamente 1,1 bara (aproximadamente 110 kPaa) hasta aproximadamente 2,6 bara (aproximadamente 260 kPaa), desde aproximadamente 1,3 bara (aproximadamente 130 kPaa) hasta aproximadamente 2,6 bara (aproximadamente 260 kPaa), desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 2,0 bara (aproximadamente 0,2 MPaa), desde aproximadamente 1,1 bara (aproximadamente 110 kPaa) hasta aproximadamente 2,0 bara (aproximadamente 0,2 MPaa) o desde aproximadamente 1,3 bara (aproximadamente 130 kPaa) hasta aproximadamente 2,0 bara (aproximadamente 0,2 MPaa), para ayudar en la desorción del CO₂.

20 La purga de vapor puede dar como resultado una corriente de salida de CO₂ de producto que también puede incluir H₂O y una cantidad menor de N₂. En algunas realizaciones, la purga de vapor puede durar de aproximadamente 25 segundos a aproximadamente 60 segundos. Tras la eliminación de agua, la corriente de CO₂ de producto puede tener una pureza de al menos aproximadamente el 60%, por ejemplo, al menos aproximadamente el 65%, al menos aproximadamente el 70%, al menos aproximadamente el 75%, al menos aproximadamente el 80%, al menos aproximadamente el 85% en volumen, al menos aproximadamente el 90% en volumen, al menos aproximadamente el 92% en volumen, al menos aproximadamente el 94% en volumen, al menos aproximadamente el 95% en volumen, al menos aproximadamente el 96%, al menos aproximadamente el 97%, al menos aproximadamente el 98%, al menos aproximadamente el 99%, al menos aproximadamente el 99,3% o al menos aproximadamente el 99,5%. Adicional o alternativamente, la cantidad de CO₂ recuperado puede corresponder a al menos aproximadamente el 80% en volumen, por ejemplo, al menos aproximadamente el 85% en volumen, al menos aproximadamente el 90% en volumen, al menos aproximadamente el 92% en volumen, al menos aproximadamente el 94% en volumen, al menos aproximadamente el 95% en volumen, al menos aproximadamente el 96%, al menos aproximadamente el 97%, al menos aproximadamente el 98%, al menos aproximadamente el 99%, al menos aproximadamente el 99,3% o al menos aproximadamente el 99,5%.

35 La cantidad de vapor usado en la purga de vapor corresponde a 1,0 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación, por ejemplo, aproximadamente 0,9 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación, aproximadamente 0,75 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación, aproximadamente 0,6 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación, aproximadamente 0,5 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación, o aproximadamente 0,4 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación. Usar menos vapor en la purga puede ser beneficioso, porque la cantidad de vapor usado puede corresponder normalmente a la cantidad de energía usada para la recuperación de CO₂. Se observa que la alimentación puede contener normalmente al menos el 75% en moles, de N₂. Por tanto, una comparación del número de moles de agua por moles totales de gas (incluyendo tanto N₂ como CO₂) en la alimentación puede producir valores todavía menores, por ejemplo, aproximadamente 0,5 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, aproximadamente 0,4 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, aproximadamente 0,3 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, aproximadamente 0,25 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, aproximadamente 0,2 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, aproximadamente 0,15 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, o aproximadamente 0,1 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación. En tales realizaciones, en las que hay una cantidad distinta de cero de vapor usado en la purga de vapor, la razón molar de vapor puede ser de al menos aproximadamente 0,05 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación (por ejemplo, al menos aproximadamente 0,1 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación, al menos aproximadamente 0,2 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación, o al menos aproximadamente 0,3 moles de agua o menos por mol de CO₂ en la alimentación) y/o puede ser de al menos aproximadamente 0,01 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación (por ejemplo, al menos aproximadamente 0,02 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, al menos aproximadamente 0,05 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación, o al menos aproximadamente 0,1 moles de agua o menos por mol de gas en la alimentación).

60 Tras la purga de vapor, puede usarse opcionalmente una segunda purga de nitrógeno para eliminar agua y cualquier CO₂ restante del reactor. Si no se usa la segunda purga, la corriente de salida de N₂ en el siguiente ciclo puede tener un contenido en agua mayor, pero de otro modo no se cree que el agua adicional afecte significativamente al proceso de separación. Cuando se usa una segunda purga de nitrógeno, puede realizarse durante de aproximadamente 10 segundos a aproximadamente 45 segundos. Tras la purga de vapor y la segunda purga de nitrógeno opcional, el reactor puede volver a presurizarse entonces para iniciar el siguiente ciclo de separación. La nueva presurización puede realizarse usando la alimentación de entrada (el gas de escape recirculado). Alternativa pero preferiblemente, una segunda purga, tal como una segunda purga de nitrógeno, puede no realizarse, ya que

una segunda purga de este tipo puede representar un flujo de gas tampón entre el final de una etapa de purga y el inicio del siguiente ciclo de introducción de gas de escape para la separación de N_2 y CO_2 . Por los motivos indicados anteriormente, etapas de gas tampón adicionales puede ser normalmente indeseables, ya que tales etapas de tampón pueden tender a dar como resultado un volumen adicional para corrientes de gas de valor bajo.

5 Una manera adicional/alternativa de caracteriza el deseo de reducir/minimizar el uso de gases tampón puede ser caracterizando los flujos de entrada de gas totales en el reactor de PSA durante un ciclo de proceso. En el proceso descrito anteriormente, un ciclo completo del proceso puede corresponder a hacer pasar un flujo de gas inicial al reactor para su separación, adsorber CO_2 del flujo de gas de entrada, recuperar una corriente de producto de N_2 ,
10 reducir por soplado la presión en el reactor y purgar el reactor con vapor, incluyendo opcionalmente una segunda corriente de purga. Si solo se usa una purga de vapor, los flujos de gas de entrada primarios al reactor de PSA durante un ciclo de proceso pueden incluir el flujo de gas de entrada de gas de escape recirculado y la purga de vapor. Preferiblemente, setos flujos de entrada primarios corresponden a al menos el 95% en volumen, al menos aproximadamente el 98% en volumen o al menos aproximadamente el 99% en volumen. Si se usa una segunda
15 purga de N_2 u otro segundo gas de purga, entonces los flujos de gas de entrada primarios en el reactor de PSA durante un ciclo de proceso pueden incluir el flujo de gas de entrada de gas de escape recirculado, la purga de vapor y la segunda purga. Preferiblemente, en una realización de este tipo, estos flujos de entrada primarios corresponden a al menos el 95% en volumen, al menos aproximadamente el 98% en volumen o al menos aproximadamente el 99% en volumen.

20 La Fig. 2 muestra esquemáticamente un ejemplo de los flujos de gas al inferior y fuera de una unidad de adsorción por oscilación de presión adecuada para su uso en la separación de un gas de escape que contiene CO_2 y N_2 . En la Fig. 2, un reactor de adsorción por oscilación de presión 210 puede recibir una alimentación 205 que contiene CO_2 y N_2 para su separación desde un lado primero o trasero del reactor. Puede surgir una corriente de producto de N_2 202 de un lado segundo o delantero del reactor. Tras un periodo de tiempo, tal como tras el avance del CO_2 , puede detenerse la alimentación a la PSA. Entonces pueden realizarse uno o más procesos de reducción por soplado para reducir la presión en el reactor. En la Fig. 2, se muestra una salida de reducción por soplado hacia delante 222. Opcionalmente, o bien una reducción por soplado hacia atrás o bien tanto una reducción por soplado hacia atrás y una hacia delante puede usarse en lugar de una reducción por soplado hacia delante 222. Una corriente de purga tal
25 como una purga de vapor 215 puede introducirse entonces en el lado delantero del reactor. La corriente de purga puede ayudar en la desorción de CO_2 a partir del adsorbente para producir la corriente de producto de CO_2 212.

Aunque no se dibuje específicamente en ninguna de las Figuras en el presente documento, la salida de CO_2 purificado del proceso de PSA puede usarse en aplicaciones para recuperar petróleo, gas o hidrocarburos asociados de depósitos superficiales y/o subterráneos (por ejemplo, yacimientos de petróleo/gas natural de perforación convencional, yacimientos/pozos no convencionales, depósitos de petróleo de esquisto, depósitos de gas de esquisto, arenas de gas compacto, depósitos de gas inmovilizado, depósitos de fracturación hidráulica y similares). En muchas de estas realizaciones, pueden ser deseables purezas de CO_2 relativamente altas, por ejemplo, para aumentar la eficacia y reducir los costes asociados con la compresión de impurezas. No obstante, en ciertas de estas realizaciones, al menos alguna parte de la recuperación de petróleo/gas/hidrocarburo potenciada puede utilizar eficazmente purezas de CO_2 menores (por ejemplo, desde aproximadamente el 60% hasta aproximadamente el 85% o desde aproximadamente el 60% hasta aproximadamente el 80%), y particularmente puede ofrecer un beneficio distinto de los métodos según la invención que permiten flexibilidad (aumentada) en la pureza de la corriente de CO_2 (por ejemplo, una inundación escalonada, en la que se usa una secuencia de diferentes purezas).
35 Tal control de pureza flexible puede alinearse con un depósito/yacimiento particular que puede envejecer con el tiempo y/o con la calidad de un depósito particular.

Procesos de absorbedor por oscilación - configuración del reactor

50 Pueden disponerse lechos de adsorbente de cualquiera manera conveniente para proporcionar una trayectoria de flujo para gas, incluyendo direcciones de flujo axial y/o radial. Los recipientes que contienen el lecho de adsorbente pueden estar orientados con respecto a la dirección de flujo de cualquiera manera conveniente. Una orientación típica para un reactor de PSA puede ser tener un reactor en el que la dirección de flujo está alineada con el eje largo o primario del reactor. Un ejemplo de este incluye tener reactores de PSA en forma de cilindros verticales, en los que el flujo de gas de entrada entra en el cilindro a través de la superficie superior o inferior. Aunque esto puede representar una configuración convencional para un reactor de PSA en relación con la dirección de flujo de gas, aumentar a escala un proceso para manejar volúmenes de flujo grandes puede suponer dificultades. Por ejemplo, una razón de longitud con respecto a diámetro típica para un reactor de PSA puede ser de aproximadamente 3 a 1, tal como un reactor con una longitud de aproximadamente 10 metros y un diámetro de aproximadamente 3 metros.
60 Aumentar el tamaño de un reactor de este tipo puede dar generalmente como resultado una caída de presión creciente a través del reactor, lo cual normalmente no es deseable. Por tanto, con el fin de aumentar a escala reactores de PSA de flujo axial para manejar flujos de gas grandes, normalmente pueden usarse múltiples reactores.

Adicional o alternativamente, puede usarse un reactor de PSA en el que el eje largo o primario del reactor puede ser perpendicular a la dirección de flujo de gas. Por ejemplo, un reactor de PSA puede incluir placas paralelas de adsorbente, siendo el eje largo de las placas paralelas perpendicular a la dirección de flujo de gas. Esto puede

5 permitir colocar un volumen mucho mayor de adsorbente para capturar CO₂ en un único reactor con una orientación de flujo axial, al tiempo que se reduce la distancia que el flujo de gas tiene que desplazarse a través del reactor. Como resultado, este tipo de configuración puede reducir la caída de presión a través de un reactor de PSA, al tiempo que todavía maneja volúmenes grandes de flujo de gas de entrada. Esto puede reducir el número de reactores independientes requeridos para manejar un flujo grande.

10 Como ejemplo, un reactor de PSA orientado horizontalmente puede tener placas paralelas de adsorbente de forma aproximadamente rectangular, por ejemplo, con un eje largo de aproximadamente 30 metros y un eje corto de aproximadamente 4 metros. En la configuración horizontal, el gas de entrada puede introducirse en un flujo a través del eje corto. Esto puede llevarse a cabo introduciendo el gas de entrada en diversas ubicaciones a lo largo de un lado del reactor correspondiente al eje largo. Entonces pueden usarse distribuidores de flujo dentro del reactor de PSA de modo que el gas de entrada pueda distribuirse a lo largo de toda la longitud del eje largo. Para tasas de flujo de gas grandes, la caída de presión por distribuir la alimentación a través del eje largo de un reactor de PSA puede ser menor que intentar forzar una tasa de flujo de gas tan grande a través de una pluralidad de reactores de PSA de flujo axial convencionales.

Procesos de absorbedor por oscilación - materiales adsorbentes

20 En diversos aspectos, puede realizarse un proceso de adsorción por oscilación para separar N₂ de CO₂ a una temperatura y presión beneficiosas para otros aspectos del proceso de generación de energía eléctrica combinado. Por ejemplo, el gas de escape recirculado puede tener una temperatura de desde 400°C hasta 500°C, desde aproximadamente 425°C hasta aproximadamente 500°C, desde aproximadamente 425°C hasta 460°C; adicionalmente la presión puede ser de desde 10 bara (1,0 MPaa) hasta 30 bara (30. MPaa).

25 Tal como se observó anteriormente, un propósito del proceso de separación puede ser realizar la separación en condiciones compatibles con el proceso de generación de energía eléctrica. Por tanto, puede ser deseable realizar la separación a aproximadamente la temperatura y la presión del gas de escape recirculado. Con el fin de llevar a cabo una separación en las condiciones del gas de escape recirculado, el material adsorbente en el reactor absorbedor por oscilación de presión debe ser generalmente eficaz en tales condiciones.

30 El adsorbente incluye una mezcla de un carbonato de metal alcalino y un óxido de metal alcalinotérreo y/o un óxido de metal de transición. Los ejemplos de carbonatos de metal alcalino adecuados pueden incluir, pero no se limitan a, un carbonato de litio, sodio, potasio, rubidio, cesio, o una combinación de los mismos, por ejemplo, un carbonato de litio, sodio, potasio o una combinación de los mismos. Los ejemplos de óxidos de metal alcalinotérreo adecuados pueden incluir, pero no se limitan a, óxidos de magnesio, calcio, estroncio, bario o una combinación de los mismos, por ejemplo, óxidos de magnesio y/o calcio. Algunos ejemplos de óxidos de metal de transición adecuados pueden incluir, pero no se limitan a, óxidos de metales de las series de lantánidos, tal como lantano, y/o de metales de transición que pueden formar óxidos con el metal en un estado de oxidación +2 o +3 (tal como itrio, hierro, cinc, níquel, vanadio, circonio, cobalto o una combinación de los mismos).

40 En algunos aspectos, el carbonato puede seleccionarse independientemente del óxido en el óxido de metal mixto. En tales aspectos, el carbonato puede incluir, consistir esencialmente en o ser carbonato de litio, carbonato de sodio, carbonato de potasio, carbonato de rubidio y/o carbonato de cesio (por ejemplo, carbonato de litio, carbonato de sodio y/o carbonato de potasio; carbonato de litio y/o carbonato de potasio; carbonato de litio y/o carbonato de sodio; o carbonato de sodio y/o carbonato de potasio).

50 En aspectos en los que el carbonato se selecciona independientemente del óxido, el óxido puede ser un óxido alcalinotérreo, un óxido de metal de transición, una combinación de dos o más óxidos alcalinotérreos, una combinación de dos o más óxidos de metal de transición, o una combinación de óxidos incluyendo al menos un óxido alcalinotérreo y al menos un óxido de metal de transición. En aspectos en los que el óxido seleccionado independientemente incluye uno o más óxidos alcalinotérreos, un óxido alcalinotérreo adecuado puede incluir, consistir esencialmente en o ser óxido de magnesio, óxido de calcio, óxido de estroncio y/u óxido de bario, por ejemplo, incluyendo al menos óxido de magnesio y/u óxido de calcio.

55 En aspectos en los que el óxido seleccionado independientemente incluye uno o más óxidos de metal de transición, los metales de transición adecuados pueden incluir, consistir esencialmente en o ser uno o más metales de transición que pueden formar óxidos con el metal en un estado de oxidación +2 o +3 (por ejemplo, óxido de itrio, óxido de hierro, óxido de cinc, óxido de níquel, óxido de vanadio, óxido de cobalto, óxido de circonio, óxido de lantano, otros óxidos de metales lantánidos y/o una combinación de los mismos). Una opción preferida incluye un óxido de metal de transición seleccionado de óxido de lantano y/u óxido de circonio. Otra opción incluye un óxido de metal seleccionado de óxido de lantano, óxido de itrio, óxido de circonio y/u óxido de cinc. Aún otra opción incluye un óxido de metal seleccionado de óxido de níquel, óxido de cobalto y/u óxido de hierro. También se contemplan mezclas dentro de cada una de estas opciones y/o entre opciones, tal como mezclas de óxido de lantano con óxido de cinc y/u óxido de vanadio; mezclas de óxido de lantano con óxido de hierro, óxido de cobalto y/u óxido de níquel; mezclas de óxido de circonio con óxido de itrio, óxido de cinc y/u óxido de vanadio; y mezclas de óxido de circonio con óxido de hierro, óxido de cobalto y/u óxido de níquel.

En aspectos en los que el óxido seleccionado independientemente incluye uno o más óxidos de metal alcalino y uno o más óxidos de metal de transición, los óxidos de metal alcalino adecuados pueden incluir, consistir esencialmente en o ser óxido de magnesio, óxido de calcio, óxido de estroncio y/u óxido de bario, mientras que los metales de transición adecuados pueden incluir, consistir esencialmente en o ser metales de transición que pueden formar óxidos con el metal en un estado de oxidación +2 o +3, tal como óxido de itrio, óxido de hierro, óxido de cinc, óxido de níquel, óxido de vanadio, óxido de cobalto, óxido de circonio, óxido de lantano y/u otros óxidos de lantánidos. Cada uno de estos óxidos de metal alcalino y óxidos de metal de transición pueden seleccionarse independientemente de manera individual o en cualquier combinación de múltiples óxidos de metal de transición. Los ejemplos de mezclas pueden incluir, consistir esencialmente en o ser una mezcla de óxidos, en los que al menos un óxido es óxido de lantano, óxido de circonio y/u óxido de magnesio; una mezcla de óxidos, incluyendo la mezcla al menos dos de óxido de lantano, óxido de circonio y óxido de magnesio; una mezcla de óxidos en los que un óxido es óxido de magnesio y/u óxido de calcio; y/o una mezcla de óxidos en los que al menos un óxido es óxido de lantano, óxido de itrio y/u óxido de circonio.

En algunos aspectos alternativos, un óxido de metal mixto puede incluir un carbonato alcalinotérreo en combinación con un óxido de metal de transición. En tales aspectos, el carbonato alcalinotérreo puede incluir, consistir esencialmente en o ser carbonato de magnesio y/o carbonato de calcio. Adicional o alternativamente, el carbonato alcalinotérreo puede estar presente en una mezcla con un carbonato de metal alcalino. Los ejemplos de tales mezclas de carbonatos pueden incluir, consistir esencialmente en o ser mezclas de carbonato de litio con carbonato de magnesio, carbonato de litio con carbonato de calcio, carbonato de sodio con carbonato de magnesio, y carbonato de sodio con carbonato de calcio (por ejemplo, carbonato de litio con carbonato de magnesio o carbonato de potasio con carbonato de magnesio). En tales aspectos, los metales de transición adecuados pueden incluir, consistir esencialmente en o ser metales de transición que pueden formar óxidos con el metal en un estado de oxidación +2 o +3, tal como óxido de itrio, óxido de hierro, óxido de cinc, óxido de níquel, óxido de vanadio, óxido de cobalto, óxido de circonio, óxido de lantano, otros óxidos de lantánidos y/o una combinación de los mismos. Cada uno de estos carbonatos alcalinotérreos y óxidos de metal de transición pueden seleccionarse independientemente de manera individual o en cualquier combinación de múltiples carbonatos alcalinotérreos y/o múltiples óxidos de metal de transición. Para el óxido de metal de transición, una opción preferida puede incluir un óxido de metal de transición seleccionado de óxido de lantano u óxido de circonio. Otra opción puede incluir un óxido de metal seleccionado de óxido de lantano, óxido de itrio, óxido de circonio y/u óxido de cinc. Aún otra opción puede incluir un óxido de metal seleccionado de óxido de níquel, óxido de cobalto y/u óxido de hierro. También se contemplan mezclas dentro de cada una de estas opciones y/o entre opciones, tal como mezclas de óxidos en los que al menos un óxido es óxido de lantano y/u óxido de circonio; mezclas de óxido de lantano con óxido de cinc y/u óxido de vanadio; mezclas de óxido de lantano con óxido de hierro, óxido de cobalto y/u óxido de níquel; mezclas de óxido de circonio con óxido de itrio, óxido de cinc y/u óxido de vanadio; y/o mezclas de óxido de circonio con óxido de hierro, óxido de cobalto y/u óxido de níquel.

Los materiales adicionales pueden incluir hidrotalcitas.

Otras realizaciones

Siempre que se encuentre dentro de lo definido mediante las reivindicaciones, la presente invención puede incluir una o más de las siguientes realizaciones y ejemplos.

Realización 1. Un método para generar energía eléctrica, que comprende: comprimir un gas de escape recirculado en un compresor principal para generar un gas de escape de recirculación comprimido, teniendo el gas de escape de recirculación comprimido una temperatura de recirculación de desde aproximadamente 400°C hasta aproximadamente 500°C y una presión de recirculación de desde aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) hasta aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa), comprendiendo el gas de escape recirculado al menos aproximadamente el 70% en volumen de N₂ y al menos aproximadamente el 10% en volumen de CO₂; comprimir aire enriquecido en un compresor de entrada para generar un oxidante comprimido; hacer pasar una primera parte del gas de escape de recirculación comprimido a una cámara de combustión; someter a combustión estequiométrica el oxidante comprimido y un combustible en una cámara de combustión y en presencia de la primera parte del gas de escape de recirculación comprimido, generando de ese modo una corriente de descarga, actuando la primera parte del gas de escape de recirculación comprimido como diluyente configurado para moderar la temperatura de la corriente de descarga; expandir la corriente de descarga en un expansor para al menos parcialmente impulsar el compresor principal y generar el gas de escape recirculado; hacer pasar una segunda parte del gas de escape recirculado a un reactor de adsorción por oscilación que comprende un material adsorbente; adsorber CO₂ sobre el material adsorbente a una temperatura de adsorción que difiere de la temperatura de recirculación en menos de aproximadamente 20°C y a una presión de adsorción que difiere de la presión de recirculación en menos de aproximadamente 1 bar (aproximadamente 0,1 MPa); recuperar una corriente de N₂ con una pureza de al menos aproximadamente el 95% en volumen desde un extremo delantero del reactor, teniendo la corriente de N₂ recuperada una presión que difiere de la presión de separación en menos de aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa); reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de

desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa) emitiendo una corriente de reducción por soplado desde al menos un extremo del reactor; y purgar el reactor de adsorción por oscilación con una purga de vapor a una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa) para generar una corriente de recuperación de CO₂, comprendiendo la corriente de recuperación de CO₂ al menos aproximadamente el 90% del CO₂ presente en la segunda parte del gas de escape recirculado, conteniendo la purga de vapor menos de aproximadamente 1,5 moles (por ejemplo, menos de aproximadamente 1,0 moles o menos de aproximadamente 0,8 moles) de H₂O por mol de CO₂ en la segunda parte del gas de escape recirculado.

10 Realización 2. Un método para generar energía eléctrica, que comprende: comprimir un gas de escape recirculado en un compresor principal para generar un gas de escape de recirculación comprimido, teniendo el gas de escape de recirculación comprimido una temperatura de recirculación de desde aproximadamente 400°C hasta aproximadamente 500°C y una presión de recirculación de desde aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) hasta aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa), comprendiendo el gas de escape recirculado al menos aproximadamente el 70% en volumen de N₂ y al menos aproximadamente el 10% en volumen de CO₂; 15 comprimir aire enriquecido en un compresor de entrada para generar un oxidante comprimido; hacer pasar una primera parte del gas de escape de recirculación comprimido a una cámara de combustión; someter a combustión estequiométrica el oxidante comprimido y un combustible en una cámara de combustión y en presencia de la primera parte del gas de escape de recirculación comprimido, generando de ese modo una corriente de descarga, actuando la primera parte del gas de escape de recirculación comprimido como diluyente configurado para moderar la temperatura de la corriente de descarga; expandir la corriente de descarga en un expansor para al menos parcialmente impulsar el compresor principal y generar el gas de escape recirculado; hacer pasar una segunda parte del gas de escape recirculado a un reactor de adsorción por oscilación que comprende un material adsorbente; adsorber CO₂ sobre el material adsorbente a una temperatura de adsorción que difiere de la temperatura de recirculación en menos de aproximadamente 20°C y a una presión de adsorción que difiere de la presión de recirculación en menos de aproximadamente 1 bar (aproximadamente 0,1 MPa); recuperar una corriente de N₂ con una pureza de al menos aproximadamente el 95% en volumen desde un extremo delantero del reactor, teniendo la corriente de N₂ recuperada una presión que difiere de la presión de separación en menos de aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa); opcionalmente reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de al menos 3,0 bara (0,3 MPaa) emitiendo una corriente de reducción por soplado desde al menos un extremo del reactor; y purgar el reactor de adsorción por oscilación con una purga que no contiene agua/vapor añadido intencionadamente a una presión de desde 3,0 bara (0,3 MPaa) hasta aproximadamente 20,0 bara (aproximadamente 2,0 MPaa) para generar una corriente de recuperación de CO₂, comprendiendo la corriente de recuperación de CO₂ al menos aproximadamente el 90% del CO₂ presente en la segunda parte del gas de escape recirculado. 35

Realización 3. El método de la realización 1 o la realización 2, en el que el oxidante comprimido tiene una concentración de oxígeno de entre aproximadamente el 30% en volumen y aproximadamente el 50% en volumen, y opcionalmente también en el que generar el oxidante comprimido comprende además mezclar el aire enriquecido con aire atmosférico. 40

Realización 4. Un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor, que comprende: hacer pasar una corriente de escape de reactor que comprende al menos aproximadamente el 70% en volumen de N₂ y al menos aproximadamente el 10% en volumen de CO₂ a un reactor de adsorción por oscilación que comprende un material adsorbente, teniendo la corriente de escape de reactor una presión de entre aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) y aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa); adsorber CO₂ sobre el material adsorbente a una temperatura de adsorción de al menos 400°C; recuperar una corriente de N₂ con una pureza de al menos aproximadamente el 95% en volumen desde un extremo delantero del reactor, teniendo la corriente de N₂ recuperada una presión que difiere de la presión de la corriente de escape de reactor en aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa) o menos; reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa) emitiendo una corriente de reducción por soplado desde al menos un extremo del reactor; y purgar el reactor de adsorción por oscilación con una purga de vapor a una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa) para generar una corriente de recuperación de CO₂, comprendiendo la corriente de recuperación de CO₂ al menos aproximadamente el 90% del CO₂ presente en la corriente de escape de reactor, conteniendo la purga de vapor menos de aproximadamente 1,5 moles (por ejemplo, menos de aproximadamente 1,0 moles o menos de aproximadamente 0,8 moles) de H₂O por mol de CO₂ en la corriente de escape de reactor. 50 55

Realización 5. Un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor, que comprende: hacer pasar una corriente de escape de reactor que comprende al menos aproximadamente el 70% en volumen de N₂ y al menos aproximadamente el 10% en volumen de CO₂ a un reactor de adsorción por oscilación que comprende un material adsorbente, teniendo la corriente de escape de reactor una presión de entre aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) y aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa); adsorber CO₂ sobre el material adsorbente a una temperatura de adsorción de al menos 400°C; recuperar una corriente de N₂ con una pureza de al menos aproximadamente el 95% en volumen desde un extremo delantero del 60 65

- reactor, teniendo la corriente de N₂ recuperada una presión que difiere de la presión de la corriente de escape de reactor en aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa) o menos; opcionalmente reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de al menos 3,0 bara (0,3 MPaa) emitiendo una corriente de reducción por soplado desde al menos un extremo del reactor; y purgar el reactor de adsorción por oscilación con una purga que no contiene agua/vapor añadido intencionadamente a una presión de desde 3,0 bara (0,3 MPaa) hasta aproximadamente 20,0 bara (aproximadamente 2,0 MPaa) para generar una corriente de recuperación de CO₂, comprendiendo la corriente de recuperación de CO₂ al menos aproximadamente el 90% del CO₂ presente en la segunda parte del gas de escape recirculado.
- 5
- 10 Realización 6. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además hacer pasar una segunda corriente de purga a través del reactor de adsorción por oscilación para generar una segunda corriente de recuperación de CO₂, teniendo la segunda corriente de purga una composición diferente a la de la purga de vapor.
- 15 Realización 7. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que hacer pasar, adsorber, recuperar, reducir y purgar comprenden un ciclo de adsorción por oscilación de presión, comprendiendo la segunda parte del gas de escape recirculado, la purga de vapor y la segunda corriente de purga, cuando está presente, al menos aproximadamente el 95% en volumen de gases introducidos en el reactor de adsorción por oscilación durante el ciclo de adsorción por oscilación de presión.
- 20 Realización 8. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además separar la corriente de recuperación de CO₂ en una corriente de producto de CO₂ y agua, conteniendo la corriente de producto de CO₂ al menos el 90% en volumen de CO₂.
- 25 Realización 9. Un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor, que comprende: comprimir un gas de escape recirculado para generar un gas de escape de recirculación comprimido, teniendo el gas de escape de recirculación comprimido una temperatura de recirculación de desde aproximadamente 400°C hasta aproximadamente 500°C y una presión de recirculación de desde aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) hasta aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa), comprendiendo el gas de escape recirculado al menos aproximadamente el 70% en volumen de N₂ y al menos aproximadamente el 10% en volumen de CO₂; separar CO₂ de N₂ en al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido en un proceso de adsorción por oscilación de presión cíclico, comprendiendo un ciclo de proceso: hacer pasar la al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido a un reactor de adsorción por oscilación que comprende un material adsorbente, teniendo la corriente de escape de reactor una presión de entre aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) y aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa); adsorber CO₂ sobre el material adsorbente a una temperatura de adsorción que difiere de la temperatura de recirculación en menos de aproximadamente 20°C y a una presión de adsorción que difiere de la presión de recirculación en menos de aproximadamente 1 bar (0,1 MPa); recuperar una corriente de N₂ con una pureza de al menos aproximadamente el 95% en volumen desde un extremo delantero del reactor, teniendo la corriente de N₂ recuperada una presión que difiere de la presión de la corriente de escape de reactor en aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa) o menos, teniendo la corriente de N₂ recuperada una temperatura que difiere de la temperatura de recirculación en 20°C o menos; reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa) emitiendo una corriente de reducción por soplado desde al menos un extremo del reactor; y purgar el reactor de adsorción por oscilación con una purga de vapor a una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 3,0 bara (aproximadamente 0,3 MPaa) para generar una corriente de recuperación de CO₂, comprendiendo la corriente de recuperación de CO₂ al menos aproximadamente el 90% del CO₂ presente en la corriente de escape de reactor, conteniendo la purga de vapor menos de aproximadamente 1,5 moles (por ejemplo, menos de aproximadamente 1,0 moles o menos de aproximadamente 0,8 moles) de H₂O por mol de CO₂ en la corriente de escape de reactor; y separar la corriente de recuperación de CO₂ en un corriente de producto de CO₂ y agua, conteniendo la corriente de producto de CO₂ al menos aproximadamente el 90% en volumen de CO₂, comprendiendo la al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido y la purga de vapor al menos aproximadamente el 95% en volumen de los gases introducidos en el reactor de adsorción por oscilación durante un ciclo de proceso.
- 30
- 35
- 40
- 45
- 50
- 55 Realización 10. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente de producto de CO₂ comprende además N₂.
- 60 Realización 11. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el gas de escape recirculado tiene una concentración de CO₂ de entre aproximadamente el 5% en volumen y aproximadamente el 20% en volumen (por ejemplo, entre aproximadamente el 10% en volumen y aproximadamente el 20% en volumen) y/o una concentración de O₂ de aproximadamente el 1% en volumen o menos.
- 65 Realización 12. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el adsorbente comprende uno o más de los siguientes: (a) un carbonato de metal alcalino (tal como carbonato de potasio, carbonato de litio, y/o carbonato de sodio) y un óxido de un metal alcalinotérreo y/o un metal de transición (tal como

uno que forma el óxido en un estado de oxidación +2 y/o +3), por ejemplo, comprende al menos uno de carbonato de litio o carbonato de potasio y al menos uno de óxido de lantano, óxido de itrio y óxido de magnesio; (b) un carbonato de metal alcalinotérreo (tal como carbonato de magnesio y/o carbonato de calcio) y un óxido de un metal de transición (tal como uno que forma el óxido en un estado de oxidación +2 y/o +3), por ejemplo, comprende al menos uno de carbonato de magnesio o carbonato de calcio y al menos uno de óxido de lantano, óxido de itrio y óxido de magnesio; y (c) una hidrotalcita.

Realización 13. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la temperatura de la corriente de N₂ recuperada es al menos la temperatura de adsorción.

Realización 14. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además volver a presurizar el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de al menos aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) con la corriente de escape de reactor o el gas de escape de recirculación comprimido.

Realización 15. Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación comprende (i) emitir una primera corriente de reducción por soplado desde el extremo delantero del reactor y/o (ii) emitir una segunda corriente de reducción por soplado desde el extremo delantero del reactor y una tercera corriente de reducción por soplado desde un extremo trasero del reactor tras emitir la primera corriente de reducción por soplado.

Realización 16. Un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor, que comprende: comprimir un gas de escape recirculado para generar un gas de escape de recirculación comprimido, teniendo el gas de escape de recirculación comprimido una temperatura de recirculación de desde aproximadamente 400°C hasta aproximadamente 500°C y una presión de recirculación de desde aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) hasta aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa), comprendiendo el gas de escape recirculado al menos aproximadamente el 70% en volumen de N₂ y al menos aproximadamente el 10% en volumen de CO₂; separar CO₂ de N₂ en al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido en un proceso de adsorción por oscilación de presión cíclico, comprendiendo un ciclo de proceso: hacer pasar la al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido a un reactor de adsorción por oscilación que comprende un material adsorbente, teniendo la corriente de escape de reactor una presión de entre aproximadamente 10 bara (aproximadamente 1,0 MPaa) y aproximadamente 30 bara (aproximadamente 3,0 MPaa); adsorber CO₂ sobre el material adsorbente a una temperatura de adsorción que difiere de la temperatura de recirculación en menos de aproximadamente 20°C y a una presión de adsorción que difiere de la presión de recirculación en menos de aproximadamente 1 bar (0,1 MPa); recuperar una corriente de N₂ con una pureza de al menos aproximadamente el 95% en volumen desde un extremo delantero del reactor, teniendo la corriente de N₂ recuperada una presión que difiere de la presión de la corriente de escape de reactor en aproximadamente 0,5 bar (aproximadamente 50 kPa) o menos, teniendo la corriente de N₂ recuperada una temperatura que difiere de la temperatura de recirculación en 20°C o menos; reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 5,0 bara (aproximadamente 0,5 MPaa) emitiendo una corriente de reducción por soplado desde al menos un extremo del reactor; y purgar el reactor de adsorción por oscilación con una purga de vapor a una presión de desde aproximadamente 1,0 bara (aproximadamente 0,1 MPaa) hasta aproximadamente 5,0 bara (aproximadamente 0,5 MPaa) para generar una corriente de recuperación de CO₂, comprendiendo la corriente de recuperación de CO₂ al menos aproximadamente el 60% del CO₂ presente en la corriente de escape de reactor, conteniendo la purga de vapor menos de aproximadamente 1,5 moles (por ejemplo, menos de aproximadamente 1,0 moles o menos de aproximadamente 0,8 moles) de H₂O por mol de CO₂ en la corriente de escape de reactor; y separar la corriente de recuperación de CO₂ en una corriente de producto de CO₂ y agua, conteniendo la corriente de producto de CO₂ desde aproximadamente el 60% en volumen hasta aproximadamente el 99,5% en volumen de CO₂, comprendiendo la al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido y la purga de vapor al menos aproximadamente el 90% en volumen de los gases introducidos en el reactor de adsorción por oscilación durante un ciclo de proceso.

Ejemplo 1 - Realización de la adsorción por oscilación de presión sobre una parte de escape recirculado

El siguiente ejemplo predictivo se basa en una configuración para un reactor de adsorción por oscilación de presión similar a la configuración mostrada en La Fig. 2. En este ejemplo, un adsorbente a base de óxido de metal mixto se usa en una pluralidad de reactores de PSA para separar CO₂ y N₂. La separación se realiza a una temperatura de entre aproximadamente 400°C y aproximadamente 500°C. Los reactores de PSA corresponden a múltiples recipientes alineados horizontalmente, tal como 3 o 4 recipientes. Los reactores incluyen una configuración de adsorbente adecuada para su uso en una alineación horizontal para un flujo de entrada perpendicular al eje largo del reactor, tal como adsorbentes de placas paralelas. Los recipientes de reactor tienen aproximadamente una razón de longitud con respecto a anchura de 7,5 a 1, correspondiente a un eje largo de aproximadamente 30 metros y un eje corto de aproximadamente 4 metros. Los reactores se usan en un ciclo que incluye una secuencia de etapas. La primera etapa en el ciclo es una etapa de alimentación a alta presión, tal como ~21 bara (aproximadamente 2,1 MPaa), durante ~60-120 segundos, durante los cuales se suministra gas de alimentación a un extremo de alimentación de un recipiente de reactor de PSA. Un ejemplo de un gas de alimentación es el gas de escape de

turbina recirculado de un sistema de generación de energía eléctrica de baja emisión. El gas de escape de turbina puede entregarse al recipiente de PSA a una temperatura de ~440°C. Un ejemplo de una composición de gas de escape de turbina puede ser aproximadamente el 11% en volumen de dióxido de carbono, aproximadamente el 84% en volumen de nitrógeno y una cantidad restante de agua y otras especies traza. A medida que el gas alimentado se suministra a un extremo de alimentación del recipiente, se produce un producto de nitrógeno desde un lado de producto. El producto de nitrógeno puede tener una pureza de al menos aproximadamente el 90% en volumen, una temperatura de aproximadamente 440°C y una presión de aproximadamente 20,7 bara (aproximadamente 2,07 MPaa). Tras adsorber una cantidad suficiente de CO₂, tal como aproximadamente el 85% de la capacidad del adsorbente, se inicia una etapa de reducción por soplado. La etapa de reducción por soplado puede realizarse durante aproximadamente 30-120 segundos. Al final de la etapa de reducción por soplado, el recipiente de reactor está a una presión de aproximadamente 1,3 bara (aproximadamente 130 kPaa) a aproximadamente 1,6 bara (aproximadamente 160 kPaa). La reducción por soplado puede realizarse o bien únicamente en el sentido hacia delante en el que solo el extremo de producto está abierto, o bien puede realizarse una primera reducción por soplado en el sentido hacia delante seguida de una segunda reducción por soplado en la que ambos extremos de alimentación y de producto están abiertos. Tras la reducción por soplado, puede realizarse una purga de vapor de baja presión desde el lado de producto durante aproximadamente 35-135 segundos para eliminar por barrido el dióxido de carbono adsorbido. La purga de vapor a baja presión genera una corriente de salida que contiene agua y dióxido de carbono. Tras la eliminación de agua, la corriente de salida puede tener una pureza de CO₂ de al menos aproximadamente el 90% en volumen. La corriente de salida también puede corresponder a al menos aproximadamente el 90% (en peso) del CO₂ presente en la alimentación al reactor de PSA. Opcionalmente, tras la purga de vapor puede realizarse una purga de nitrógeno adicional, con el fin de eliminar por barrido cualquier vapor y dióxido de carbono que quede en el reactor. El recipiente vuelve entonces a presurizarse desde el lado de alimentación para devolver el recipiente de reactor de PSA a la presión inicial para realizar la separación del gas de alimentación. La nueva presurización puede realizarse usando el gas de alimentación y normalmente puede durar aproximadamente 25-60 segundos. La realización de este ciclo de PSA puede permitir la separación de dióxido de carbono del nitrógeno contenido en un gas de escape de turbina, tal como un gas de escape recirculado, de modo que se recupera dióxido de carbono a una tasa de al menos el 90% y con una pureza de al menos el 90% en volumen (tras la eliminación por condensación de agua) al tiempo que simultáneamente también se produce nitrógeno a más del 90% en volumen de pureza. El ciclo también puede usar una cantidad de vapor reducida, tal como desde aproximadamente 0,3 hasta aproximadamente 0,6 moles de vapor por mol de dióxido de carbono en el gas de alimentación al reactor de PSA.

Ejemplo 2 - Simulaciones de separación de un gas de escape de turbina

El siguiente ejemplo se basa en simulaciones de separación de CO₂ de N₂ en un gas de chimenea o gas de escape de una turbina para la generación de energía eléctrica. Las simulaciones se basaban en la solución numérica de los equilibrios de material y energía temporales implicados en un proceso de adsorción/desorción cíclico. La configuración de reactor correspondía a la configuración mostrada en La Fig. 2.

La tabla 1 muestra las entradas y los resultados de la simulación. El flujo simulado de gas de escape era de aproximadamente 820 millones de SCF/día. Las columnas correspondían a diversas etapas en un ciclo de adsorción por oscilación de presión que usa un adsorbente a base de óxido de metal mixto que contiene carbonato de potasio y óxido de lantano. Las columnas de "Alimentación" y "Purga de vapor" correspondían a entradas al proceso, mientras que las columnas restantes correspondían a flujos de salida.

Tabla 1

	Alimentación	Purga de vapor	Producto de N ₂	Producto de CO ₂	Reducción por soplado
P (bara)	21	1,5	20,7	1,35	1,35
T (°F)	826	826	837	824	837
MMSCFD	822	81,3	653	158	91,4
lb•mol/h	90200	8930	71800	17400	10000
% en moles de CO ₂	11	0	0,39	51,5	5,69
% en moles de N ₂	84	0	93,3	1,69	89,0
% en moles de H ₂ O	5	100	6,33	46,78	5,30

La tabla 2 muestra las entradas y los resultados de otra simulación. El flujo simulado de gas de escape era de aproximadamente 830 millones de SCF/día. Las columnas correspondían a diversas etapas en un ciclo de adsorción por oscilación de presión que usan un adsorbente a base de óxido de metal mixto que contiene carbonato de potasio y óxido de magnesio. Las columnas de "Alimentación" y "Purga de vapor" correspondían a entradas al proceso, mientras que las columnas restantes correspondían a flujos de salida.

Tabla 2

	Alimentación	Purga de vapor	Producto de N ₂	Producto de CO ₂	Reducción por soplado
P (bara)	21	1,5	20,5	1,37	1,37
T (°F)	826	826	840	820	840
MMSCFD	834	33,5	708	116	43,3
lb•mol/h	91500	3680	77700	12700	4750
% en moles de CO ₂	11,0	0	0,72	73,7	4,21
% en moles de N ₂	84,0	0	93,4	0,57	90,4
% en moles de H ₂ O	5,00	100	5,89	25,8	5,38

5 Basándose en las simulaciones, al menos el 90% del CO₂ en la alimentación se capturó como parte del producto de CO₂ deseado. En otras palabras, menos del 10% del CO₂ en la alimentación se perdió con respecto o bien al producto de N₂ o bien la corriente de reducción por soplado. Tal como se muestra en las tablas 1 y 2, la pureza de la corriente de producto de CO₂ era mayor del 96%. Obsérvese que, dado que aproximadamente la mitad de la corriente de producto de CO₂ inicial era agua, tras la eliminación del agua, el N₂ representaba un porcentaje correspondientemente mayor de la corriente de producto de CO₂ restante.

Ejemplo 3 - Requisitos de energía para la separación de CO₂

15 El uso de adsorción por oscilación de presión para separar CO₂ de un gas de escape puede proporcionar ventajas en comparación con los métodos de separación convencionales. La tabla 3 muestra una comparación de estimaciones para la energía total consumida durante la realización de la separación CO₂ usando adsorción por oscilación de presión frente a dos procesos de separación de amina comparativos.

20 Tabla 3

Condiciones	Presión de sorción (kPa)	P _{final} CO ₂ (kPa)	P _{final} N ₂ (kPa)	Consumo de energía (kJ/mol CO ₂ , estimado)
Amina a baja presión (40°C)	101	101	101	18,2
Amina a alta presión (40°C)	1919	101	1919	23,3
Adsorción por oscilación de presión (432°C)	1919	101	1919	19,1

25 En la tabla 3, los procesos de amina a baja y alta presión hacen referencia a la separación de CO₂ mediante adsorción en un separador de amina. La separación de amina se realizó a una temperatura de ~40°C. La presión de sorción se refiere a la presión de la corriente de escape que entra en el proceso de separación. El valor de P_{final} CO₂ era constante y refleja la naturaleza de baja presión (tal como presión ambiental) de la corriente de CO₂ separada. El valor de P_{final} N₂ corresponde a la presión de la corriente de N₂ generada mediante el proceso tras eliminar por separación el CO₂. Las estimaciones de consumo de energía se basaban en cálculos termodinámicos para los diversos procesos en las condiciones indicadas.

30 En la tabla 3, la energía requerida para la separación de CO₂ mediante adsorción por oscilación de presión era menor que la energía requerida para el tratamiento de amina a alta presión y era comparable a la energía requerida para el tratamiento de amina a baja presión. Sin embargo, tal como se muestra en la tabla 3, usar adsorción por oscilación de presión para la separación de CO₂ proporcionó varias ventajas con respecto a las propiedades de la corriente de N₂ generada durante la separación. En primer lugar, la temperatura de la corriente de producto de N₂ se mantuvo aproximadamente durante un proceso de adsorción por oscilación de presión, mientras que los procesos de separación de amina requerían una reducción en la temperatura, tal como hasta ~40°C. Con el fin de usar la corriente de producto de N₂ para la generación de energía eléctrica adicional, normalmente sería necesario aumentar de nuevo la temperatura de las corrientes de producto de N₂ de los procesos de amina al menos hasta aproximadamente 300-400°C o más, lo que requeriría un coste de energía adicional no incluido en la estimación de energía de separación mostrada en la tabla 3. El coste de energía adicional para devolver la corriente de producto de N₂ a una temperatura mayor puede mitigarse mediante el uso de intercambiadores de calor, de modo que entonces la energía del escape antes de la separación puede transferirse a la corriente de producto de N₂ tras la separación. Sin embargo, esto requeriría una huella de equipamiento sustancial adicional, y por tanto sería menos deseable.

Otra ventaja de la separación por adsorción por oscilación de presión con respecto a la separación de amina a baja presión puede incluir el mantenimiento de la presión de la corriente de producto de N₂ durante la separación, lo que puede permitir que la corriente de producto de N₂ se use para otros propósitos, tal como la generación de energía eléctrica, sin tener que gastar energía para modificar la corriente.

Ejemplo 4 - Simulación de pureza y recuperación de CO₂ para aplicaciones de EOR

Usando una configuración correspondiente a la Figura 1 y las condiciones dadas a conocer en el presente documento, una corriente de gas de CO₂ purificada (gas de chimenea), por ejemplo, del conducto 150 puede tener una presión de aproximadamente 21 barg (~2,1 MPag). La Figura 3 muestra tasas de recuperación de CO₂ y la pureza de CO₂ para un gas de chimenea que tiene esta presión. En situaciones en las que se desea una presión de gas mayor, puede añadirse un compresor adicional entre la salida de la turbina de recirculación de gas de escape y el recipiente de PSA.

La Figura 3 representa el rendimiento de unidad integrada usando una combinación de simulaciones numéricas y datos experimentales sobre propiedades de sorción clave. Las simulaciones se llevaron a cabo basándose en una entrada de gas de chimenea a la unidad de PSA que contiene ~11% en volumen de CO₂, ~84% en volumen de N₂, ~5% en volumen agua a una temperatura de al menos 400°C, usando un adsorbente de alta temperatura adecuado (por ejemplo, un óxido de metal mixto y/o una hidrotalcita tal como se da a conocer en el presente documento) con un flujo nominal de ~ 820 millones de SCFD (pies cúbicos estándar por día). Las simulaciones usadas en el presente documento se basaban en soluciones numéricas de los equilibrios de material y de energía implicados en las etapas de proceso de adsorción y desorción del ciclo de PSA. La capacidad de CO₂ de saturación para un sorbente se determinó usando mediciones de columna termogravimétricas (TGA) y de avance convencionales.

La Figura 3 muestra la compensación entre la pureza de CO₂ frente al uso de vapor para la central de energía eléctrica ULET con una presión de gas de emisión ~21 bara. Los números mostrados en cada punto de dato de pureza de CO₂ pretende corresponder a la tasa de recuperación de CO₂. La Figura 3 también muestra una comparación entre la pureza de CO₂, la tasa de captura de CO₂, la huella de planta y la utilización de vapor.

Todos los usos adicionales del CO₂ purificado, por ejemplo, recuperación de hidrocarburos potenciada, tal como EOR en el fondo, pueden requerir normalmente una compresión aguas abajo posterior hasta la presión de inyección de yacimiento requerida o hasta la presión de tubería de CO₂ local (por ejemplo, ~2215 psig o ~150 barg). Esta presión está especificada para la red de tuberías de CO₂ de los EE. UU. La presión real requerida es una función de las propiedades de reservorio y de petróleo y puede ser mucho menor de 2215 psig.

Con el fin de reducir los costes de compresión aguas abajo, un enfoque puede ser regenerar CO₂ a presión elevada (por ejemplo, a ~2-3 bara). La Figura 3 muestra que un proceso de PSA de 4 lechos puede suministrar CO₂ de pureza relativamente alta (de aproximadamente el 97% a aproximadamente el 99%) a una tasa de captura de CO₂, al tiempo que también se mantiene una utilización de vapor relativamente baja (tal como se mide mediante la razón de moles de vapor aplicados con respecto a moles de CO₂ generados, preferiblemente no más de 1,0) a una presión de CO₂ relativamente mayor (de nuevo, ~2-3 bara o mayor). Debe observarse que la primera fase de compresión tiene la mayor huella de equipamiento y por tanto la mayor penalización económica, debido al volumen muy grande de gas a baja presión procesado. Por tanto, eliminar fases de compresión anteriores proporciona un beneficio económico mucho mayor que reducir el valor de compresión máximo (es decir, eliminar fases de compresión posteriores). La compresión total máxima para aplicaciones de EOR de fondo puede estar por encima de 100 bara, por ejemplo, desde aproximadamente 100 bara hasta aproximadamente 250 bara.

Los beneficios de la presente invención, tal como se evidencia mediante este ejemplo, pueden ser dobles - [1] puede haber una reducción global en el equipamiento de volúmenes de gas reducidos acompañantes (tuberías), que puede posibilitarse mediante la presión de escape elevada; y [2] puede haber un requisito de potencia de compresión reducida que resulta de eliminar las primeras (o más) fases de compresión. El efecto combinado de los beneficios puede incluir una ventaja de huella y de energía grande, lo que puede ser importante para integrar centrales de energía eléctrica con instalaciones de recuperación de hidrocarburos potenciada, particularmente para EOR convencional.

En el caso de requisitos de pureza reducidos (lo que puede ser adecuado para ciertos yacimientos), la PSA a alta temperatura puede hacerse funcionar sin el uso de una purga de vapor añadida intencionadamente. Por ejemplo, una configuración de PSA de 3 lechos a alta temperatura que funciona a ~21 bar sin vapor puede producir ventajosamente CO₂ a ~60% o mayor tanto de pureza como de recuperación. Adicional o alternativamente, una configuración de PSA de 3 lechos a alta temperatura que funciona a ~55 bar puede producir ventajosamente CO₂ a una pureza del ~70% o mayor, en ausencia de vapor añadido intencionadamente. De hecho, eliminar el vapor en su totalidad puede dar como resultado una reducción significativa en la complejidad del proceso, dado que pueden eliminarse ventajosamente diversos equipamientos de condensación de vapor, intercambio de calor y relacionados con la corrosión en ese escenario.

Además, un CO₂ de menor pureza puede ser adecuado, o incluso deseable, para ciertas operaciones de recuperación, tales como yacimientos no convencionales, incluyendo aquellos relacionados con formaciones de roca y de gas de esquisto, por ejemplo, dado que el aumento de "impurezas" distintas del CO₂ puede reducir la viscosidad de la mezcla que debe inyectarse en el yacimiento, lo que, en ciertas circunstancias, puede permitir una absorción mejorada y/o una producción de hidrocarburos mejorada posterior. Por ejemplo, en un yacimiento teórico a ~2000 psig y ~100°F, una corriente de gas de CO₂/N₂ 80/20 puede tener una viscosidad de ~0,03 cPs, mientras que una corriente de gas de CO₂/N₂ 70/30 puede tener una viscosidad de ~0,025 cPs. Una flexibilidad aumentada en la variación de la pureza de CO₂ puede permitir, en ciertas circunstancias, que los métodos según la invención tengan una eficacia de producción aumentada y/o consigan una producción global de un depósito/yacimiento que no puede conseguirse fácilmente sin tal flexibilidad.

Por ejemplo, en el uso de CO₂ para una recuperación de gas natural potenciada a partir de gas de esquisto, puede ser necesario aumentar la pureza de CO₂ en la corriente de entrada de recuperación a lo largo del tiempo (de manera continua, escalonada, intermitente, gradual o incluso drástica) ya que se produce más CH₄, y puede haber una necesidad mayor de CO₂ para desplazar el CH₄, por ejemplo, adsorbido sobre la materia orgánica en la roca del yacimiento. Por tanto, la cantidad y/o la pureza de CO₂ requeridas para la inyección puede aumentar a lo largo del tiempo, a medida que el contenido de CH₄ en el yacimiento se reduce a través de la producción continuada. Esto puede dar como resultado una mayor demanda de CO₂ a lo largo del tiempo, en términos de volúmenes mayores y/o en términos de pureza, usando los métodos integrados según la invención. A su vez, en determinadas realizaciones, esto puede requerir una mayor utilización de vapor en el proceso de PSA, demanda de vapor variable que puede posibilitarse mediante la capacidad de ajuste en tiempo real descrita en el presente documento.

Ejemplo 5 - Realización de PSA sobre una parte de escape recirculado para CO₂ de alta pureza

El siguiente ejemplo profético se basa en una configuración para un reactor de adsorción por oscilación de presión similar a la configuración mostrada en la Fig. 2. En este ejemplo, un adsorbente a base de óxido de metal mixto se usa en una pluralidad de reactores de PSA para separar CO₂ y N₂. La separación se realiza a una temperatura de aproximadamente 440°C. Los reactores de PSA pueden corresponder a ~3 recipientes alineados horizontalmente. Los reactores pueden incluir una configuración de adsorbente adecuada para su uso en una alineación horizontal para un flujo de entrada perpendicular al eje largo del reactor, tal como adsorbentes de placas paralelas y/o lecho(s) de adsorbente. Los recipientes de reactor pueden tener un eje largo de aproximadamente 30 m y un eje corto de aproximadamente 4 m. Los reactores pueden usarse en un ciclo que incluye una secuencia de etapas. La primera etapa en el ciclo es una etapa de alimentación a presión relativamente alta, tal como ~21 bara (~2,1 MPaa), durante aproximadamente 150 segundos, durante los cuales se suministra gas de alimentación a un extremo de alimentación de un recipiente de reactor de PSA. Un ejemplo de un gas de alimentación puede incluir o ser el gas de escape de turbina recirculado de un sistema de generación de energía eléctrica de baja emisión. El gas de escape de turbina puede entregarse al recipiente de PSA a una temperatura de aproximadamente 440°C. Un ejemplo de una composición de gas de escape de turbina puede ser ~11% en volumen de CO₂, ~84% en volumen de N₂, y una cantidad restante de agua y otras especies traza. A medida que el gas de alimentación se suministra a un extremo de alimentación del recipiente, puede producirse un producto de nitrógeno desde un lado de producto. El producto de nitrógeno puede tener una pureza de al menos aproximadamente el 90% en volumen, una temperatura de aproximadamente 440°C y una presión de aproximadamente 20,7 bara (~2,07 MPaa). Tras adsorber una cantidad suficiente de CO₂, tal como aproximadamente el 85% de la capacidad del adsorbente, puede iniciarse una etapa de reducción por soplado. La etapa de reducción por soplado se realiza durante ~40 segundos en el sentido de avance (de flujo). Al final de la etapa de reducción por soplado, el recipiente de reactor puede estar a una presión de aproximadamente 1,5 bara (~150 kPaa). La reducción por soplado puede realizarse o bien únicamente en el sentido de avance (de flujo) en el que solo el extremo de producto está abierto, o bien puede realizarse una primera reducción por soplado en el sentido de avance (de flujo), seguida de una segunda reducción por soplado en la que los extremos tanto de alimentación como de producto están abiertos. Otras combinaciones de estas secuencias de reducción por soplado son posibles adicional o alternativamente. Tras la reducción por soplado, puede realizarse una purga de vapor a presión relativamente baja (aproximadamente 1-1,5 bara, ~100-150 kPaa) desde el lado de producto durante aproximadamente 205 segundos para eliminar por barrido el dióxido de carbono adsorbido. La purga de vapor a presión relativamente baja puede generar una corriente de salida que contiene agua y dióxido de carbono a una presión de aproximadamente 1,48 bara (~148 kPaa). Tras la eliminación de agua mediante condensación, la corriente de salida puede tener una pureza de CO₂ de al menos aproximadamente el 99% en moles. La corriente de salida también puede corresponder a al menos aproximadamente el 82% del CO₂ presente en la alimentación al reactor de PSA. Opcionalmente, tras la purga de vapor puede realizarse una purga de nitrógeno adicional, con el fin de eliminar por barrido cualquier vapor y dióxido de carbono que quede en el reactor. El recipiente puede volver entonces a presurizarse desde el lado de alimentación para devolver el recipiente de reactor de PSA a la presión inicial de ~21 bara (~2,1 MPaa) para realizar la separación del gas de alimentación. La nueva presurización puede realizarse usando gas de producto durante ~55 segundos. La realización de este ciclo de PSA puede permitir la separación de dióxido de carbono del nitrógeno contenido en un gas de escape de turbina, tal como un gas de escape recirculado, de modo que puede recuperarse dióxido de carbono a una tasa de al menos el 80% y con una pureza de al menos el 99% (tras la eliminación por condensación de agua). El ciclo también puede usar una cantidad de vapor reducida, tal como aproximadamente 0,59 moles de vapor por mol de dióxido de carbono recuperado como producto.

Ejemplo 6 - Realización de PSA sobre una parte de escape recirculado para CO₂ de alta pureza

El siguiente ejemplo profético se basa en una configuración para un reactor de adsorción por oscilación de presión similar a la configuración mostrada en la Fig. 2. En este ejemplo, un adsorbente a base de óxido de metal mixto se usa en una pluralidad de reactores de PSA para separar CO₂ y N₂. La separación se realiza a una temperatura de aproximadamente 440°C. Los reactores de PSA pueden corresponder a ~4 recipientes alineados horizontalmente. Los reactores pueden incluir una configuración de adsorbente adecuada para su uso en una alineación horizontal para un flujo de entrada perpendicular al eje largo del reactor, tal como adsorbentes de placas paralelas y/o lecho(s) de adsorbente. Los recipientes de reactor pueden tener un eje largo de aproximadamente 35 m y un eje corto de aproximadamente 4 m. Los reactores pueden usarse en un ciclo que incluye una secuencia de etapas. La primera etapa en el ciclo es una etapa de alimentación a presión relativamente alta, tal como ~21 bara (~2,1 MPaa), durante aproximadamente 200 segundos, durante los cuales se suministra gas de alimentación a un extremo de alimentación de un recipiente de reactor de PSA. Un ejemplo de un gas de alimentación puede incluir o ser el gas de escape de turbina recirculado de un sistema de generación de energía eléctrica de baja emisión. El gas de escape de turbina puede entregarse al recipiente de PSA a una temperatura de aproximadamente 440°C. Un ejemplo de una composición de gas de escape de turbina puede ser ~11% en volumen de CO₂, ~84% en volumen de N₂, y una cantidad restante de agua y otras especies traza. A medida que el gas de alimentación se suministra a un extremo de alimentación del recipiente, puede producirse un producto de nitrógeno desde un lado de producto. El producto de nitrógeno puede tener una pureza de al menos aproximadamente el 90% en volumen, una temperatura de aproximadamente 440°C y una presión de aproximadamente 20,7 bara (~2,07 MPaa). Tras la etapa de alimentación, una etapa de reducción por soplado puede realizarse durante ~35 segundos en el sentido de avance (de flujo). Tras la reducción por soplado, una purga de vapor a presión relativamente baja (aproximadamente 1-1,5 bara, ~100-150 kPaa) desde el lado de producto puede realizarse durante aproximadamente 530 segundos para eliminar por barrido el dióxido de carbono adsorbido. La purga de vapor a presión relativamente baja puede generar una corriente de salida que contiene agua y dióxido de carbono a una presión de aproximadamente 1,85 bara (~185 kPaa). Tras la eliminación de agua mediante condensación, la corriente de salida puede tener una pureza de CO₂ de al menos aproximadamente el 99% en moles. La corriente de salida puede corresponder también a al menos aproximadamente el 72% del CO₂ presente en la alimentación al reactor de PSA. El recipiente puede volver entonces a presurizarse desde el lado de alimentación para devolver el recipiente de reactor de PSA a la presión inicial de ~21 bara (~2,1 MPaa) para realizar la separación del gas de alimentación. La nueva presurización puede realizarse usando gas de producto durante ~35 segundos. La realización de este ciclo de PSA puede permitir la separación de dióxido de carbono de nitrógeno contenido en un gas de escape de turbina, tal como un gas de escape recirculado, de modo que puede recuperarse dióxido de carbono a una tasa de al menos el 70% y con una pureza de al menos el 99% (tras la eliminación por condensación de agua). El ciclo también puede usar una cantidad de vapor reducida, tal como aproximadamente 0,77 moles de vapor por mol de dióxido de carbono recuperado como producto.

Ejemplo 7 - Realización de PSA sobre una parte de escape recirculado para CO₂ de alta pureza

El siguiente ejemplo profético se basa en una configuración para un reactor de adsorción por oscilación de presión similar a la configuración mostrada en la Fig. 2. En este ejemplo, un adsorbente a base de óxido de metal mixto se usa en una pluralidad de reactores de PSA para separar CO₂ y N₂. La separación se realiza a una temperatura de aproximadamente 440°C. Los reactores de PSA pueden corresponder a ~4 recipientes alineados horizontalmente. Los reactores pueden incluir una configuración de adsorbente adecuada para su uso en una alineación horizontal para un flujo de entrada perpendicular al eje largo del reactor, tal como adsorbentes de placas paralelas. Los recipientes de reactor pueden tener un eje largo de aproximadamente 35 m y un eje corto de aproximadamente 4 m. Los reactores pueden usarse en un ciclo que incluye una secuencia de etapas. La primera etapa en el ciclo es una etapa de alimentación a presión relativamente alta, tal como ~21 bara (~2,1 MPaa), durante aproximadamente 200 segundos, durante los cuales se suministra gas de alimentación a un extremo de alimentación de un recipiente de reactor de PSA. Un ejemplo de un gas de alimentación puede incluir o ser el gas de escape de turbina recirculado de un sistema de generación de energía eléctrica de baja emisión. El gas de escape de turbina puede entregarse al recipiente de PSA a una temperatura de aproximadamente 440°C. Un ejemplo de una composición de gas de escape de turbina puede ser ~11% en volumen de CO₂, ~84% en volumen de N₂, y una cantidad restante de agua y otras especies traza. A medida que el gas de alimentación se suministra a un extremo de alimentación del recipiente, puede producirse un producto de nitrógeno desde un lado de producto. El producto de nitrógeno puede tener una pureza de al menos aproximadamente el 90% en volumen, una temperatura de aproximadamente 440°C y una presión de aproximadamente 20,7 bara (~2,07 MPaa). Tras la etapa de alimentación, una etapa de reducción por soplado puede realizarse durante ~35 segundos en el sentido de avance (de flujo). Tras la reducción por soplado, una purga de vapor a presión relativamente baja (aproximadamente 1-1,5 bara, ~100-150 kPaa) desde el lado de producto puede realizarse durante aproximadamente 530 segundos para eliminar por barrido el dióxido de carbono adsorbido. La purga de vapor a presión relativamente baja puede generar una corriente de salida que contiene agua y dióxido de carbono a una presión de aproximadamente 2,85 bara (~285 kPaa). Tras la eliminación de agua mediante condensación, la corriente de salida puede tener una pureza de CO₂ de al menos aproximadamente el 97% en moles. La corriente de salida también puede corresponder a al menos

aproximadamente el 65% del CO₂ presente en la alimentación al reactor de PSA. El recipiente puede volver entonces a presurizarse desde el lado de alimentación para devolver el recipiente de reactor de PSA a la presión inicial de ~21 bara (~2,1 MPaa) para realizar la separación del gas de alimentación. La nueva presurización puede realizarse usando gas de producto durante ~35 segundos. La realización de este ciclo de PSA puede permitir la separación de dióxido de carbono de nitrógeno contenido en un gas de escape de turbina, tal como un gas de escape recirculado, de modo que puede recuperarse dióxido de carbono a una tasa de al menos el 60% y con una pureza de al menos el 97% (tras la eliminación por condensación de agua). El ciclo también puede usar una cantidad de vapor reducida, tal como aproximadamente 0,65 moles de vapor por mol de dióxido de carbono recuperado como producto.

Ejemplo 8 - Realización de PSA sobre una parte de escape recirculado

El siguiente ejemplo profético se basa en una configuración para un reactor de adsorción por oscilación de presión similar a la configuración mostrada en la Fig. 2. En este ejemplo, un adsorbente a base de óxido de metal mixto se usa en una pluralidad de reactores de PSA para separar CO₂ y N₂. La separación se realiza a una temperatura de aproximadamente 440°C. Los reactores de PSA pueden corresponder a ~3 recipientes alineados horizontalmente. Los reactores pueden incluir una configuración de adsorbente adecuada para su uso en una alineación horizontal para un flujo de entrada perpendicular al eje largo del reactor, tal como adsorbentes de placas paralelas y/o lecho(s) de adsorbente. Los recipientes de reactor pueden tener un eje largo de aproximadamente 30 m y un eje corto de aproximadamente 4 m. Los reactores pueden usarse en un ciclo que incluye una secuencia de etapas. La primera etapa en el ciclo es una etapa de alimentación a presión relativamente alta, tal como ~21 bara (~2,1 MPaa), durante aproximadamente 110 segundos, durante los cuales se suministra gas de alimentación a un extremo de alimentación de un recipiente de reactor de PSA. Un ejemplo de un gas de alimentación puede incluir o ser el gas de escape de turbina recirculado de un sistema de generación de energía eléctrica de baja emisión. El gas de escape de turbina puede entregarse al recipiente de PSA a una temperatura de aproximadamente 440°C. Un ejemplo de una composición de gas de escape de turbina puede ser ~11% en volumen de CO₂, ~84% en volumen de N₂, y una cantidad restante de agua y otras especies traza. A medida que el gas de alimentación se suministra a un extremo de alimentación del recipiente, puede producirse un producto de nitrógeno desde un lado de producto. El producto de nitrógeno puede tener una pureza de al menos aproximadamente el 90% en volumen, una temperatura de aproximadamente 440°C y una presión de aproximadamente 20,7 bara (~2,07 MPaa). Tras la etapa de alimentación, pueden realizarse etapas de reducción por soplado durante ~5 segundos en el sentido inverso (contracorriente), seguidos de ~25 segundos en el sentido de avance (de flujo). Tras las etapas de reducción por soplado, una purga de vapor a presión relativamente baja (aproximadamente 1-1,5 bara, ~100-150 kPaa) desde el lado de producto puede realizarse durante aproximadamente 173 segundos para eliminar por barrido el dióxido de carbono adsorbido. La purga de vapor a presión relativamente baja puede generar una corriente de salida que contiene agua y dióxido de carbono a una presión de aproximadamente 1,35 bara (~135 kPaa). Tras la eliminación de agua mediante condensación, la corriente de salida puede tener una pureza de CO₂ de al menos aproximadamente el 63% en moles. La corriente de salida también puede corresponder a al menos aproximadamente el 69% del CO₂ presente en la alimentación al reactor de PSA. El recipiente puede volver entonces a presurizarse desde el lado de alimentación para devolver el recipiente de reactor de PSA a la presión inicial de ~21 bara (~2,1 MPaa) para realizar la separación del gas de alimentación. La nueva presurización puede realizarse usando gas de producto durante ~17 segundos. La realización de este ciclo de PSA puede permitir la separación de dióxido de carbono de nitrógeno contenido en un gas de escape de turbina, tal como un gas de escape recirculado, de modo que puede recuperarse dióxido de carbono a una tasa de al menos el 65% y con una pureza de al menos el 60% (tras la eliminación por condensación de agua).

Ejemplo 9 - Realización de PSA sobre una parte de escape recirculado

La Figura 3 muestra cómo se compensan la recuperación (representada como una razón molar) y la pureza (representada como un porcentaje) frente a la utilización de vapor para configuraciones de PSA a modo de ejemplo que pueden ilustrar adicionalmente la invención. Para cada uno de los casos mostrados, la composición y la presión de la alimentación son similares a las descritas en los ejemplos anteriores. En la Figura 3, se ilustran configuraciones de PSA o bien de ~3 recipientes o bien de ~4 recipientes para propiedades de adsorbente típicas de transferencia de masa y capacidad adsorbente. Como puede verse en la Figura 3, puede conseguirse CO₂ de mayor pureza (> 95% en volumen) con una utilización de vapor aumentada, pero todavía menos de ~1,0 mol/mol de CO₂ recuperado. Además, el uso de ~4 recipientes de PSA puede permitir una oscilación de presión reducida por medio del uso de una presión de purga relativa mayor (> aproximadamente 1,35-1,5 bara, normalmente desde ~2 bara hasta ~3 bara), lo que puede reducir los requisitos tanto de equipamiento como de energía para la compresión de CO₂ posterior antes de su uso en instalaciones de EOR. Puede obtenerse una mejora adicional de las recuperaciones de ~4 recipientes mostradas en la Figura 3 usando configuraciones en las que los recipientes están en comunicación de fluido entre sí.

Ejemplo 10 - Configuración de PSA de 3 recipientes que usa una parte de escape recirculado

- 5 La Figura 4 muestra una configuración de 3 recipientes que es ilustrativa, pero no limitativa, de una posible disposición de recipientes adsorbedores dentro del alcance de la invención. En esta configuración, un recipiente está en alimentación y por tanto produciendo producto de nitrógeno en todo momento. Los otros dos recipientes pueden someterse a otras etapas del ciclo, por ejemplo, que regeneran el adsorbente, mientras que el primer recipiente está produciendo producto a presión relativamente alta. En esta disposición de 3 recipientes particular, no hay conexión de fluido (es decir, intercambio de corrientes de gas) entre los recipientes, lo que reduce la complejidad del ciclo así como el equipamiento, tal como tuberías y válvulas de interconexión.

Ejemplo 11 - Configuración de PSA de 4 recipientes que usa una parte de escape recirculado

- 15 Las Figuras 5-6 muestran configuraciones de 4 recipientes que son ilustrativas, pero no limitativas, de otra posible disposición de recipientes adsorbedores dentro del alcance de la invención. En las configuraciones de las Figuras 5-6, al menos un recipiente está en alimentación en todo momento. Dos o tres de los otros recipientes pueden someterse a otras etapas del ciclo, por ejemplo, que regeneran el adsorbente, mientras que el al menos un recipiente está produciendo producto a presión relativamente alta. En la disposición de 4 recipientes particular de la
- 20 Figura 5, no hay conexión de fluido (es decir, intercambio de corrientes de gas) entre los recipientes, lo que reduce la complejidad del ciclo así como el equipamiento, tal como tubería y válvulas de interconexión. Sin embargo, las disposiciones de 4 recipientes permiten que se lleven a cabo ciclos mediante los cuales dos de los recipientes que no están en alimentación pueden intercambiar gas, por ejemplo, empleando una etapa de igualación de presión, mediante la que un primer recipiente a una presión relativamente mayor puede despresurizarse a un segundo
- 25 recipiente a presión relativamente menor, aumentado de ese modo la presión del segundo recipiente y reduciendo la presión del primer recipiente, tal como se muestra en la Figura 6. Este tipo de ciclo puede permitir una recuperación (de CO₂) mayor, dado que la(s) corriente(s) que contiene(n) el gas objetivo (CO₂) no se libera(n) a la atmósfera ambiental, sino que se envía(n) a otro recipiente de adsorbente. Las ventajas de una mayor recuperación de usar configuraciones de 4 recipientes (o configuraciones que usan más de 4 recipientes) pueden estar compensadas en
- 30 cierta medida mediante el coste aumentado de recipientes, tuberías y válvulas de interconexión añadidos, y el equipamiento de control de ciclo asociado requerido.

REIVINDICACIONES

1.- Un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor, que comprende:

5 hacer pasar una corriente de escape de reactor que comprende al menos el 70% en volumen de N₂ y al menos el 10% en volumen de CO₂ en un reactor de adsorción por oscilación que comprende un material adsorbente, que incluye una mezcla de un carbonato de metal alcalino y un óxido de metal alcalinotérreo y/o un óxido de metal de transición, teniendo la corriente de escape de reactor una presión de entre 10 bara (1,0 MPaa) y 30 bara (3,0 MPaa);

10 adsorber CO₂ en el material adsorbente a una temperatura de adsorción de al menos 400°C;

recuperar una corriente de N₂ con una pureza de al menos el 95% en volumen desde un extremo delantero del reactor, teniendo la corriente de N₂ recuperada una presión que difiere de la presión de la corriente de escape de reactor en 0,5 bar (50 kPa) o menos;

15 reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de desde 1,0 bara (0,1 MPaa) hasta 3,0 bara (0,3 MPaa) produciendo una corriente de reducción por soplado desde al menos un extremo del reactor;

20 purgar el reactor de adsorción por oscilación con una purga de vapor a una presión de desde 1,0 bara (0,1 MPaa) hasta 3,0 bara (0,3 MPaa) para generar una corriente de recuperación de CO₂, la corriente de recuperación de CO₂ que comprende al menos el 90% del CO₂ presente en la corriente de escape de reactor, conteniendo la purga de vapor menos de 1,0 mol de H₂O por mol de CO₂ en la corriente de escape de reactor; y

25 opcionalmente comprender además hacer pasar una segunda corriente de purga a través del reactor de adsorción por oscilación para generar una segunda corriente de recuperación de CO₂, teniendo la segunda corriente de purga una composición diferente a la de la purga de vapor,

30 en el que el paso, la adsorción, la recuperación, la reducción y la purga comprenden un ciclo de adsorción por oscilación de presión, y correspondiendo la corriente de escape de reactor, la purga de vapor y la segunda corriente de purga, si se usa, corresponden a al menos el 95% en volumen de todos los flujos de gas introducidos en el reactor de adsorción por oscilación durante el ciclo de adsorción por oscilación de presión.

35 2.- El método según la reivindicación 1, en el que la purga de vapor usada para purgar el reactor de adsorción por oscilación contiene menos de 0,8 moles de H₂O por mol de CO₂ en la corriente de escape de reactor.

3.- Un método para generar energía eléctrica, que comprende:

40 comprimir un gas de escape recirculado en un compresor principal para generar un gas de escape de recirculación comprimido, teniendo el gas de escape de recirculación comprimido una temperatura de recirculación de desde 400°C hasta 500°C y una presión de recirculación de desde 10 bara (1,0 MPaa) hasta 30 bara (3,0 MPaa), comprendiendo el gas de escape recirculado al menos el 70% en volumen de N₂ y al menos el 10% en volumen de CO₂;

45 comprimir aire enriquecido en oxígeno en un compresor de entrada para generar un oxidante comprimido;

hacer pasar una primera parte del gas de escape de recirculación comprimido a una cámara de combustión;

50 someter a combustión estequiométrica el oxidante comprimido y un combustible en una cámara de combustión y en presencia de la primera parte del gas de escape de recirculación comprimido, generando de ese modo una corriente de descarga, actuando la primera parte del gas de escape de recirculación comprimido como diluyente configurado para moderar la temperatura de la corriente de descarga;

55 expandir la corriente de descarga en un expansor para al menos parcialmente impulsar el compresor principal y generar el gas de escape recirculado;

60 producir N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor según el método según la reivindicación 1 o la reivindicación 2, siendo la corriente de escape de reactor una segunda parte del gas de escape recirculado, difiriendo la temperatura de adsorción de la temperatura de recirculación en menos de 20°C y difiriendo una presión de adsorción de la presión de recirculación en menos de 1 bar (0,1 MPa).

4.- El método según la reivindicación 3, en el que el oxidante comprimido tiene una concentración de oxígeno de entre el 30% en volumen y el 50% en volumen, y opcionalmente también en el que generar el oxidante comprimido comprende además mezclar el aire enriquecido en oxígeno con aire atmosférico.

- 5.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además hacer pasar la segunda corriente de purga a través del reactor de adsorción por oscilación para generar una segunda corriente de recuperación de CO₂, teniendo la segunda corriente de purga una composición diferente a la de la purga de vapor.
- 5 6.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente de escape de reactor, la purga de vapor y la segunda corriente de purga, si se usa, corresponden a al menos el 99% en volumen de todos los flujos de gas introducidos en el reactor de adsorción por oscilación durante el ciclo de adsorción por oscilación de presión.
- 10 7.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además separar la corriente de recuperación de CO₂ en una corriente de producto de CO₂ y agua, conteniendo la corriente de producto de CO₂ al menos el 90% en volumen de CO₂.
- 15 8.- Un método para la producción de N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor, que comprende:
 comprimir un gas de escape recirculado para generar un gas de escape de recirculación comprimido, teniendo el gas de escape de recirculación comprimido una temperatura de recirculación de desde 400°C hasta 500°C y una presión de recirculación de desde 10 bara (1,0 MPaa) hasta 30 bara (3,0 MPaa), comprendiendo el gas de escape recirculado al menos el 70% en volumen de N₂ y al menos el 10% en volumen de CO₂;
- 20 separar CO₂ de N₂ en al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido en un proceso de adsorción por oscilación de presión cíclico, comprendiendo un ciclo de proceso:
 producir N₂ y CO₂ a partir de una corriente de escape de reactor según el método según la reivindicación 1, siendo la corriente de escape de reactor la al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido, difiriendo la temperatura de adsorción de la temperatura de recirculación en menos de 20°C y difiriendo una presión de adsorción de la presión de recirculación en menos de 1 bar (0,1 MPa); y teniendo la corriente de N₂ recuperada una temperatura que difiere de la temperatura de recirculación en 20°C o menos; y
- 25 separar la corriente de recuperación de CO₂ en una corriente de producto de CO₂ y agua, conteniendo la corriente de producto de CO₂ al menos el 90% en volumen de CO₂,
- 30 en el que la al menos una parte del gas de escape de recirculación comprimido y la purga de vapor comprenden al menos el 95% en volumen de los gases introducidos en el reactor de adsorción por oscilación durante un ciclo de proceso.
- 35 9.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente de producto de CO₂ comprende además N₂ y en el que la temperatura de la corriente de N₂ recuperada es al menos la temperatura de adsorción.
- 40 10.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el gas de escape recirculado tiene una concentración de CO₂ de entre el 5% en volumen y el 20% en volumen, preferiblemente entre el 10% en volumen y el 20% en volumen y/o una concentración de O₂ del 1% en volumen o menos.
- 45 11.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el carbonato de metal alcalino es carbonato de potasio, carbonato de litio y/o carbonato de sodio y en el que el metal alcalinotérreo y/o metal de transición es uno que forma el óxido en un estado de oxidación +2 y/o +3, preferiblemente en el que el adsorbente comprende al menos uno de carbonato de litio o carbonato de potasio y al menos uno de óxido de lantano, óxido de itrio y óxido de magnesio.
- 50 12.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además volver a presurizar el reactor de adsorción por oscilación hasta una presión de al menos 10 bara (1,0 MPaa) con la corriente de escape de reactor o el gas de escape de recirculación comprimido.
- 55 13.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que reducir la presión en el reactor de adsorción por oscilación comprende (i) emitir una primera corriente de reducción por soplado desde el extremo delantero del reactor y/o (ii) emitir una segunda corriente de reducción por soplado desde el extremo delantero del reactor y una tercera corriente de reducción por soplado desde un extremo trasero del reactor tras emitir la primera corriente de reducción por soplado.
- 60

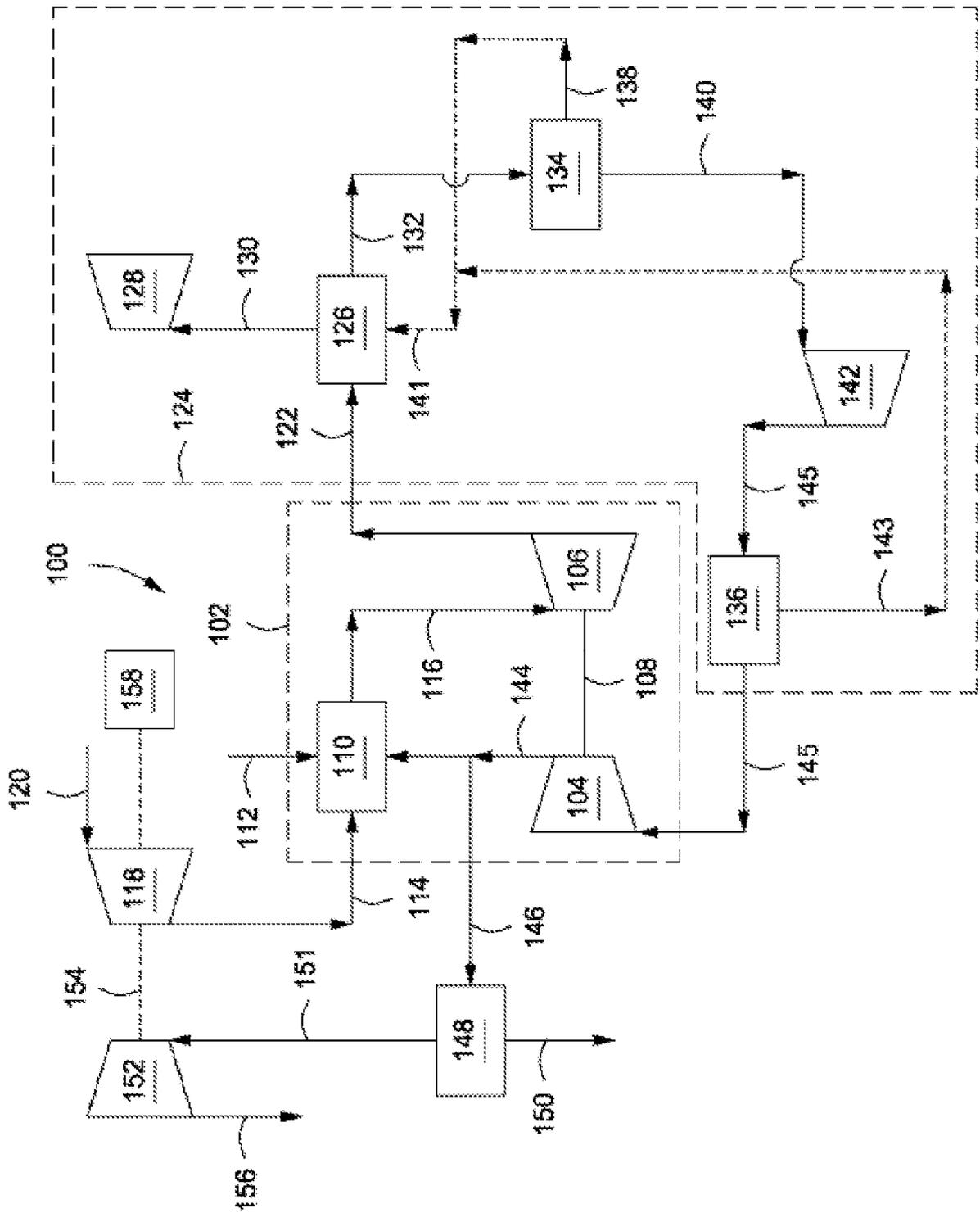


FIGURA 1

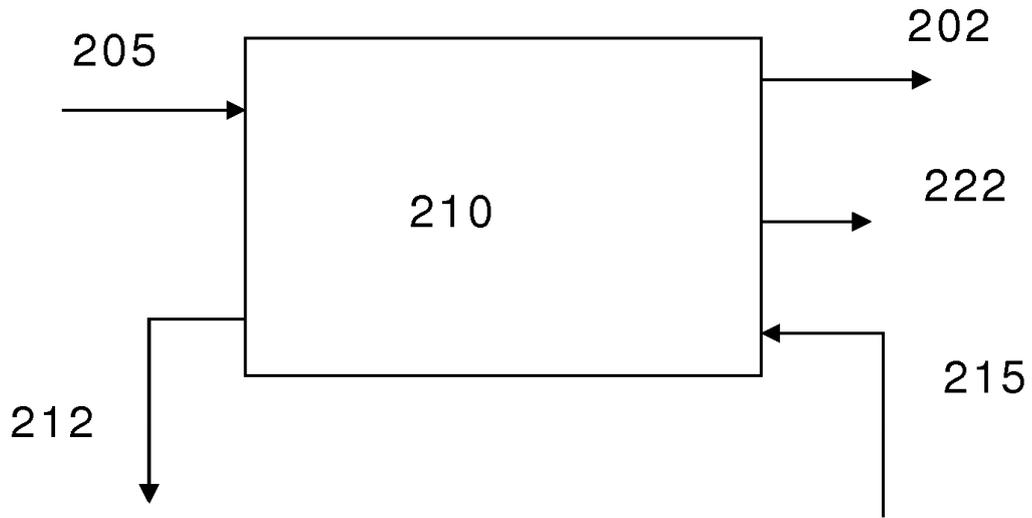


FIGURA 2

PSA caliente flexible produce CO₂ de alta pureza con bajo uso de vapor

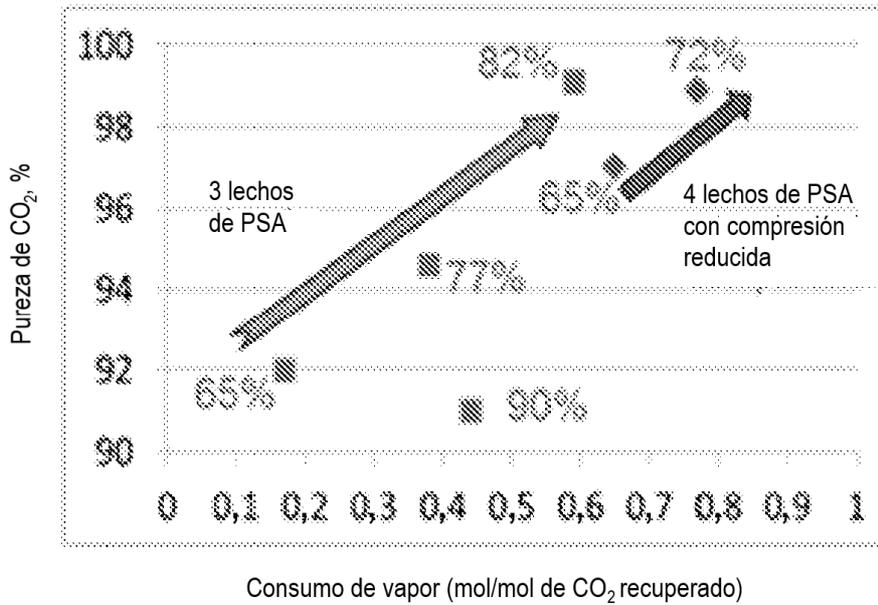


FIGURA 3

alimentación	red. sopl.	purga	nueva pres.
nueva pres.	alimentación	red. sopl.	purga
red. sopl.	purga	nueva pres.	alimentación

Figura 4

alimentación	red. sopl.	purga	nueva pres.
nueva pres.	alimentación	red. sopl.	purga
purga	nueva pres.	alimentación	red. sopl.
red. sopl.	purga	nueva pres.	alimentación

Figura 5

alimentación	Eabajo	reducción por soplado	purga	Earriba	nueva pres.
Earriba	nueva pres.	alimentación	Eabajo	reducción por soplado	purga
purga	Earriba	nueva pres.	alimentación	Eabajo	reducción por soplado
Eabajo	reducción por soplado	purga	Earriba	nueva pres.	alimentación

Figura 6