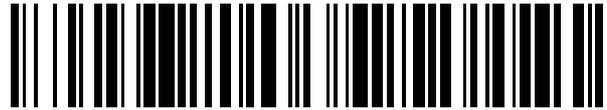


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 562 784**

51 Int. Cl.:

**B01D 53/047** (2006.01)

**C01B 3/56** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **25.09.2007** **E 07843145 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.01.2016** **EP 2066424**

54 Título: **Procedimiento para recuperación de dióxido de carbono**

30 Prioridad:

**26.09.2006 US 527015**

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

**08.03.2016**

73 Titular/es:

**PRAXAIR TECHNOLOGY, INC. (100.0%)**  
**39 OLD RIDGEBURY ROAD**  
**DANBURY, CT 06810-5113, US**

72 Inventor/es:

**KUMAR, RAVI**

74 Agente/Representante:

**DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto**

**ES 2 562 784 T3**

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

## DESCRIPCIÓN

Procedimiento para recuperación de dióxido de carbono

**Campo de la invención**

5 La presente invención se refiere en general a un procedimiento de adsorción de oscilación de presión al vacío (VPSA) para recuperar dióxido de carbono que tiene una pureza de aproximadamente  $\geq 90$  moles por ciento a partir de corrientes que contienen al menos dióxido de carbono e hidrógeno (p.ej., gas de síntesis). La alimentación a la unidad de VPSA de  $\text{CO}_2$  puede estar a una presión superior a la del ambiente.

**Antecedentes de la invención**

10 El reformado de vapores de metano (SMR) es el procedimiento principal para producir hidrógeno ( $\text{H}_2$ ) en cantidades grandes. Después de conversión catalítica de gas natural, se produce monóxido de carbono e hidrógeno según la ecuación (1);



La mezcla de gases se desplaza (mediante una reacción de desplazamiento de gas-agua) produciéndose además  $\text{H}_2$  según la ecuación (2):



Después de la reacción de desplazamiento de gas-agua, el gas obtenido como producto típico tiene una presión de entre aproximadamente 689-3.447 kPa (100-500 psia), una temperatura de entre aproximadamente 15,6-65,6°C (60-160°F) y una composición de 60-80 moles por ciento de  $\text{H}_2$ , 15-25 moles por ciento de  $\text{CO}_2$ , 0,1-5 moles por ciento de  $\text{CO}$ , 3-7 moles por ciento de  $\text{CH}_4$ , 0-5 moles por ciento de  $\text{N}_2$  y está saturado con agua,

20 Esta mezcla de gases puede cargarse después a una unidad de adsorción de oscilación de presión (PSA) para producir  $\text{H}_2$  de alta pureza (p.ej., hidrógeno con una pureza de al menos 99%).

En algunas instalaciones actuales de producción de  $\text{H}_2$ , se coloca una unidad de amina entre el reactor de desplazamiento y la unidad de PSA de  $\text{H}_2$  para extraer  $\text{CO}_2$  de la corriente producida por el reactor de desplazamiento. Este procedimiento, no obstante, es intensivo en cuanto a energía. Además, las unidades de aminas pueden ser difíciles de operar y se sabe que tienen problemas de operación, tales como corrosión, pérdida de fluido y similares.

25

La Patente de EE.UU. No. 4.171.206 se refiere a la producción de  $\text{CO}_2$  de alta pureza (99,99<sup>+</sup>%) e  $\text{H}_2$  de alta pureza (99,99<sup>+</sup>%) en la recuperación alta de  $\text{CO}_2$  (99,9<sup>+</sup>%) a partir de gas de desecho de SMR. Esta patente describe dos trenes de lechos de adsorción, que están en comunicación uno con otro durante las etapas de alimentación (feed) y de represurización. Los lechos en el tren de  $\text{CO}_2$  emplean una etapa de lavado por  $\text{CO}_2$  de alta pureza a presión alta. La despresurización y la evacuación del mismo lecho siguen esta etapa. El gas despresurizado se vuelve a comprimir y se emplea para el lavado de alta presión. El efluente de la etapa de lavado de alta pureza, a alta presión, se recicla a la alimentación.

30

La Patente de EE.UU. No. 4.299.596 se refiere a la obtención de dos productos de alta pureza que emplea dos trenes de lechos, que se integran durante las etapas de alimentación y despresurización con corrientes del mismo sentido. El tren que produce las especies adsorbidas más fuertemente se purga por el gas despresurizado con corrientes de la misma dirección después de haber sido recomprimido. Parte del gas despresurizado con corrientes de la misma dirección puede reciclarse para represurización. Las etapas de evacuación y purga producen parte de las especies adsorbidas más fuertemente y parte del gas de purga,

35

La Patente de EE.UU. No. 4.770.676 se refiere a la producción de metano y dióxido de carbono a partir de gas de vertedero de basuras, Este es un procedimiento de adsorción de oscilación de presión (PSA) y térmico (TSA) integrados. El residuo producido del PSA regenera el TSA.

40

La Patente de EE.UU. No. 4.840.647 se refiere a la producción de dióxido de carbono de  $\geq 95\%$  a partir de una corriente de alimentación que contiene 10-30% de  $\text{CO}_2$  a presión ambiente. Las etapas del procedimiento son alimentación, evacuación con corrientes de la misma dirección, evacuación a contracorriente para obtener producto y una etapa de represurización. El gas evacuado con corrientes de la misma dirección se utiliza para igualación de presiones/represurización y se mezcla con la alimentación.

45

La Patente de EE.UU. No. 4,857.083 considera la producción de dióxido de carbono a partir de una mezcla de gases. Al término de la etapa de alimentación, el extremo de descarga de la columna de alimentación se conecta con el extremo de entrada del lecho evacuado para reducir la presión de este lecho. Después se produce  $\text{CO}_2$  por evacuación. Este procedimiento se sigue por etapas de reforma de la presión.

50

La Patente de EE.UU. No. 4.913.709 se refiere a la obtención de dos productos de alta pureza. La referencia sugiere el uso de dos trenes de lechos, que se integran durante las etapas de alimentación y represurización. El tren que produce la especie adsorbida más fuertemente se purga por la especie adsorbida más fuertemente obtenida durante la etapa de evacuación. Esta purga se realiza a cabo a presión baja y se lleva a cabo una vez que el lecho ha sido despresurizado.. El efluente durante la etapa de purga se vuelve a comprimir y se recicla como alimentación.

La Patente de EE.UU. No. 4.915.711 describe la producción de dos productos de alta pureza utilizando un tren único de lechos. El lecho se purga por la especie adsorbida más fuertemente obtenida durante la etapa de evacuación. Esta purga es a baja presión y se lleva a cabo una vez que el lecho ha sido despresurizado. El efluente durante la etapa de purga y la etapa de despresurización se recomprime y se recicla como alimentación.

La Patente de EE.UU. No. 5.026.406 describe la producción de dos productos de alta pureza empleando un tren único de lechos. El lecho se purga por la especie adsorbida más fuertemente obtenida durante la etapa de evacuación. Esta purga es a baja presión y se lleva a cabo una vez que el lecho ha sido despresurizado. El efluente durante la etapa de purga y la etapa de despresurización se recomprime y se recicla como alimentación.

La Patente de EE.UU. No. 5.051.115 produce una especie adsorbida más fuertemente a partir de una mezcla de gases de alta pureza. Se emplea una etapa de purga con corrientes de la misma dirección por la especie adsorbida más fuertemente. Esta corriente de purga y de producto se obtienen durante la etapa de evacuación. El efluente de la etapa de purga se recicla para represurización.

La Patente de EE.UU. No. 5.248.322 se refiere a un procedimiento con cuatro etapas: adsorción, despresurización, evacuación e igualación de presiones por parte del gas despresurizado y represurización. La primera parte (presión más alta) del gas despresurizado se recicla mientras que la segunda parte (presión más baja) se emplea para igualación de las presiones.

La Patente de EE.UU. No. 5.354.346 se refiere a un procedimiento con cinco etapas: adsorción, despresurización, purga con corrientes de la misma dirección a presión baja, evacuación e igualación de presiones por parte del gas efluente de purga despresurizado y a baja presión, y represurización. La primera parte (presión más alta) del gas despresurizado se recicla mientras que la segunda parte (presión más baja) y parte del gas efluente de purga a baja presión se utiliza para igualación de las presiones..

La Patente de EE.UU. No. 6.245.127 trata de la producción de CO<sub>2</sub> a partir de una mezcla de gases a baja presión en pureza constante. Esta patente emplea simultáneamente etapas de purga y evacuación. La purga a contracorriente se lleva a cabo por la especie adsorbida menos fuertemente.

Sería deseable proporcionar procedimientos y aparatos económicamente beneficiosos para la recuperación de CO<sub>2</sub>. Adicionalmente sería deseable que tales procedimientos y aparatos fueran más eficaces y más fáciles de uso con relación a la técnica anterior.

### Compendio de la invención

La presente invención se refiere en general a un procedimiento de adsorción de oscilación de presión al vacío (VPSA) y un aparato para la recuperación de dióxido de carbono partiendo de una mezcla de gases de varios componentes que comprende al menos dióxido de carbono e hidrógeno, en una unidad de VPSA que comprende al menos un lecho de adsorción que contiene al menos un adsorbente selectivo de CO<sub>2</sub>, comprendiendo una serie de despresurizaciones de un adsorbente desde presión alta a presión baja para aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho adsorbente. Después de que la concentración de CO<sub>2</sub> se ha aumentado, se obtiene el producto de CO<sub>2</sub> por reducción adicional de la presión. La presente invención enseña el uso de despresurización del adsorbente para aumentar significativamente la concentración de CO<sub>2</sub> sobre el adsorbente. La adición de una o más etapas de despresurización elimina la necesidad de etapas de lavado o de purga que se emplean en la técnica anterior. Esto simplifica a su vez el diagrama de flujo del procedimiento y reduce los costes del procedimiento.

Con objeto de aumentar la recuperación de CO<sub>2</sub> y reducir al mínimo las pérdidas de H<sub>2</sub>, la presente invención emplea el gas despresurizado para aumentar la presión en lechos de baja presión de la unidad de VPSA. Por consiguiente, la despresurización del lecho aumenta la concentración de CO<sub>2</sub> del producto y por igualación de éste con otros lechos al mismo tiempo, se aumenta también la recuperación de CO<sub>2</sub>. Otra característica de la presente invención es que hay muchas etapas de despresurización, en donde el gas se hace más rico en CO<sub>2</sub> con cada despresurización y el gas que resulta después de la etapa final de despresurización es rico en CO<sub>2</sub>. Este gas final despresurizado se divide en dos parte, en donde una parte se vuelve a comprimir y se recicla a la corriente de alimentación y la otra parte se emplea para acrecentar adicionalmente la presión con la de un lecho evacuado. Esta etapa aumenta también la recuperación de CO<sub>2</sub>.

Otra característica de la presente invención es que por reducción de CO<sub>2</sub> en la corriente de alimentación respecto a la de la unidad de adsorción de oscilación de la presión (PSA) de H<sub>2</sub>, también se aumenta la recuperación de H<sub>2</sub> desde la unidad de PSA de H<sub>2</sub>.

En particular, la presente invención es un procedimiento de VPSA para la recuperación de dióxido de carbono a partir de una mezcla de gases de varios componentes que comprende al menos dióxido de carbono e hidrógeno (la corriente de alimentación) en una unidad de VPSA que comprende al menos un lecho de adsorción que contiene al menos un adsorbente selectivo de CO<sub>2</sub> según se define en la reivindicación 1.

## 5 Descripción detallada de los dibujos

Para una comprensión más completa de la presente invención y de las ventajas de la misma, ha de aludirse a la siguiente Descripción Detallada tomada en asociación con los dibujos que se acompañan en los que:

La Figura 1 ilustra una realización según la presente invención, en la que una unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> está situada aguas arriba de una unidad de PSA de H<sub>2</sub>.

- 10 La Figura 2 ilustra un diagrama de flujo cíclico de una unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> que tiene seis lechos, reciclo parcial, dos etapas de igualación de presiones e igualación de presión del lecho evacuado según una realización de la presente invención,

La Figura 3 muestra un dibujo esquemático de la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> de la Figura 2.

- 15 Las Figuras 4a y 4b ponen de manifiesto la secuencia de válvulas para la operación de la unidad VPSA de CO<sub>2</sub> expuesta en las Figuras 2 y 3.

La Figura 5 ilustra otro diagrama de flujo cíclico alternativo de una unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> que tiene seis lechos, despresurización parcial, tres etapas de igualación de presiones y una etapa de reciclo parcial según otra realización de la presente invención, y

- 20 La Figura 6 ilustra otro diagrama de flujo cíclico de una unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> que tiene seis lechos, despresurización total, tres fases de igualación de presiones y una etapa de reciclo total según la presente invención.

## Descripción detallada de la invención

- 25 La presente invención se refiere en general a un procedimiento de adsorción de oscilación de presión al vacío (VPSA) y un aparato para la recuperación de dióxido de carbono de una mezcla de gases de varios componentes que comprende al menos dióxido de carbono e hidrógeno, en una unidad de VPSA que comprende al menos un lecho de adsorción que contiene al menos un adsorbente selectivo de CO<sub>2</sub>, comprendiendo una serie de despresurizaciones de un adsorbente desde presión alta a presión baja para aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho adsorbente. Una vez aumentada la concentración de CO<sub>2</sub>, se obtiene el producto de CO<sub>2</sub> mediante la reducción adicional de la presión. La presente invención enseña el empleo de despresurización del adsorbente para  
30 aumentar significativamente la concentración de CO<sub>2</sub> sobre el adsorbente. La adición de una o más etapas de despresurización elimina la necesidad de etapas de lavado o purga que se emplean en la técnica anterior. Esto a su vez simplifica el diagrama de flujo del procedimiento y reduce los costes del procedimiento.

- 35 Con objeto de aumentar la recuperación de CO<sub>2</sub> y reducir al mínimo las pérdidas de H<sub>2</sub>, la presente invención utiliza el gas despresurizado para acrecentar la presión de lechos de presión baja de la unidad de VPSA. Por tanto, la despresurización de lechos aumenta la concentración de CO<sub>2</sub> en el producto y por igualación de ésta con la de otros lechos al mismo tiempo, también se aumenta la recuperación de CO<sub>2</sub>. Otra característica de la presente invención es que el gas despresurizado final, que es rico en CO<sub>2</sub>, se divide en dos partes, en donde una parte se recomprime y se recicla a la corriente de alimentación, y la otra parte se emplea para acrecentar adicionalmente la presión con la de un lecho evacuado. Esta etapa aumenta también la recuperación de CO<sub>2</sub>.

- 40 Otra característica de la presente invención es que reduciendo CO<sub>2</sub> en la corriente de alimentación a la unidad de adsorción con oscilación de presión (PSA) de H<sub>2</sub>, se aumenta también la recuperación de H<sub>2</sub> de la unidad de PSA de H<sub>2</sub>.

- 45 Como se trata con más detalle en la presente memoria, una característica importante del procedimiento de la presente invención es que el gas despresurizado final no se desecha. A su vez, esta corriente gaseosa (que ahora está rica en CO<sub>2</sub>) puede emplearse en uno de dos caminos o en una combinación de los mismos. En primer lugar, una parte de la corriente de gas despresurizado final puede comprimirse y mezclarse con gas de alimentación y la mezcla entera se realimenta a la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub>. En segundo lugar, una parte de la corriente de gas despresurizado final se emplea para igualar la presión con la de un lecho adsorbente que acaba de haber sido evacuado. En esta realización, el gas evacuado que procede del lecho adsorbente evacuado constituye el producto  
50 de CO<sub>2</sub>. De este modo, se espera que la pérdida de H<sub>2</sub> del VPSA de CO<sub>2</sub> se reduzca al mínimo o que se elimine totalmente.

En una realización preferida de la presente invención y que se ilustra en la Figura 1, el sistema 20 incluye la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> situada aguas arriba de la unidad 22 de PSA de H<sub>2</sub>. Como se ha tratado anteriormente, el gas natural 11 y la corriente 12 pueden reformarse en el reformador 23 del metano en estado de vapor para producir la

corriente 13, según se ha descrito en la ecuación (1) que figura anteriormente en esta memoria. La corriente 13 se carga luego al reactor de desplazamiento 24 para producir la corriente 1 según se ha descrito en la ecuación (2), que también se ha indicado anteriormente. La corriente 1 puede cargarse a la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> por medio de la corriente 2. La válvula V3 estará típicamente, por consiguiente, en la posición cerrada y estará en la posición abierta cuando la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> no está siendo utilizada. Los expertos en la técnica podrán apreciar que la válvula V3 puede estar alternativamente en la posición parcialmente abierta dependiendo de la capacidad deseada del procedimiento (es decir, la recuperación de CO<sub>2</sub>).

Cuando se emplea la disposición que se expone en la Figura 1 con procedimientos y aparatos según la presente invención, puede producirse la corriente 4 rica en CO<sub>2</sub> (p.ej.,  $\geq 90$  % en moles), junto con la alimentación 6 rica en hidrógeno que se espera que resulte en mayor recuperación 8 de hidrógeno procedente de la unidad 22 de PSA de H<sub>2</sub>. La unidad 22 de PSA de hidrógeno también puede producir el combustible 9 para uso en el sistema 20.

La presente invención reconoce que las despresurizaciones de una capa adsorbente selectiva de CO<sub>2</sub> aumentan la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho o lechos adsorbentes. Más específicamente, la presente invención reconoce y utiliza despresurizaciones de un adsorbente de presión alta (p.ej., 689-3.447 kPa (100-500 psia) a presión(es) baja(s) (es decir, próximas a presión ambiente y/o a presiones subambientales) para aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho.

Como se emplea en esta memoria, una "corriente de alimentación" (feed) que se carga a una unidad de CO<sub>2</sub> según la presente invención, es una corriente que contiene al menos hidrógeno y dióxido de carbono a una presión entre aproximadamente 689-3.447 kPa (100-500 psia) (p.ej., 2.068 kPa (300 psia)). Después de que la concentración de CO<sub>2</sub> se ha aumentado por varias despresurizaciones, puede emplearse para dar lugar al producto de CO<sub>2</sub> por reducción adicional de la presión. Para algunos adsorbentes, la despresurización desde presión alta a presión baja aumenta la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho adsorbente. Esta etapa del procedimiento puede utilizarse para eliminar varias etapas del procedimiento según se describe en la técnica anterior. Por consiguiente, pueden eliminarse diversas piezas de maquinaria rotatoria (p.ej., el compresor de lavado o el compresor de purga) y de necesidades de energía asociadas, proporcionando de este modo un procedimiento y un sistema que intensifica la operación y que mejora la eficacia.

Como se ha mencionado anteriormente, los procedimientos y aparatos de VPSA de CO<sub>2</sub> de la presente invención pueden emplearse para producir CO<sub>2</sub> que tiene una pureza de aproximadamente 90 por ciento en moles, a partir de un gas de alimentación tal como un gas de síntesis. En una realización de la presente invención, los procedimientos proporcionan reciclo parcial de la corriente rica en CO<sub>2</sub> en devolución a la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub>, y la igualación de presiones del lecho evacuado por la corriente rica en CO<sub>2</sub> aumentando la pureza de CO<sub>2</sub> (véanse, por ejemplo, las Figuras 2-4). Estas realizaciones pueden llevarse a cabo utilizando un número variable de lechos y de etapas de igualación de presiones. Por ejemplo, el reciclo parcial y la igualación de presiones del lecho evacuado pueden realizarse con seis lechos y dos etapas de igualación de presiones (Figuras 2-4). Alternativamente, el reciclo parcial y la purga anteriores a la evacuación del lecho pueden realizarse con seis lechos y tres etapas de igualación de presiones (Figura 5). Alternativamente, un reciclo total anterior a la evacuación del lecho puede realizarse con seis lechos y tres etapas de igualación de presiones (Figura 6). En cualquier momento durante cualquiera de estos procedimientos, los lechos se encontrarán en una de las siguientes categorías de etapas: alimentación (feed), despresurización, evacuación, igualaciones de presiones, y represurización.

En cualquiera de las realizaciones, cada uno de los lechos se llena preferiblemente con al menos dos capas de adsorbentes. El tipo y dimensiones de la capa de adsorbente con respecto al extremo de alimentación (es decir, una capa de un adsorbente selectivo de agua) en el lecho, se selecciona para separar humedad de la corriente de alimentación de modo que cualquiera humedad residual no deteriore el comportamiento de la capa adsorbente principal (es decir, selectiva de CO<sub>2</sub>). La capa adsorbente selectiva de agua también es capaz preferiblemente de retirar impurezas (p.ej., cantidades en indicios de azufre o de compuestos hidrocarbonados pesados) procedentes de la corriente de alimentación, hasta el punto de que tales impurezas se encuentren presentes. La principal, segunda capa adsorbente (es decir, la capa adsorbente selectiva de CO<sub>2</sub>) se emplea para adsorber selectivamente CO<sub>2</sub> desde la corriente de alimentación después de haber sido retirada suficiente humedad.

Para la primera capa adsorbente (es decir, la capa adsorbente selectiva de agua), se prefieren adsorbentes tales como alúmina activada, gel de sílice o un tamiz molecular de zeolita. Estos adsorbentes se destinan a ser ilustrativos y también son adecuados para el empleo otros adsorbentes capaces de retirar humedad suficiente según la presente invención. Las características preferidas de tales adsorbentes incluyen: altas capacidades de resistencia a la aglomeración, resistencia elevada a la rozadura, densidad grande en masa, vacío bajo entre las partículas, alta capacidad de calor, gran conductividad térmica, bajo descenso de presión y estable en agua líquida.

La capa principal de adsorbente (es decir, la capa adsorbente selectiva de CO<sub>2</sub>) que sigue a la capa adsorbente selectiva de agua, preferiblemente posee las características siguientes: selectividad alta, alta capacidad de trabajo, cinéticas invariables y bajo calor de adsorción. Como ejemplos típicos de tales adsorbentes se incluyen, pero no se limitan a: NaY, HY, NaX, gel de sílice, y carbón activado. Otras propiedades físicas deseadas del adsorbente de la capa principal (es decir, la capa selectiva de CO<sub>2</sub>) incluyen alta resistencia a la aglomeración, alta resistencia a la

rozadura, gran densidad en masa, vacío bajo entre partículas, alta capacidad de calor, gran conductividad térmica y caída de presión baja durante las etapas de alimentación y evacuación.

Los expertos en la técnica podrán apreciar que una capa mixta de compuestos que contiene ambos adsorbentes podría emplearse en la presente invención en tanto en cuanto quedaran satisfechas las características de los adsorbentes.

Una realización (Figuras 2 a 4) de la presente invención es un procedimiento de VPSA para la recuperación de dióxido de carbono de una mezcla de gases de varios componentes que comprende al menos dióxido de carbono e hidrógeno (la corriente de alimentación (feed)) de una unidad de VPSA que comprende al menos un lecho de adsorción que contiene al menos un adsorbente selectivo de CO<sub>2</sub>, cuyo procedimiento comprende:

10 Etapa 1 - Etapa de alimentación (Feed): La corriente de alimentación 1 (expuesta en la Figura 1) que comprende al menos gases de dióxido de carbono e hidrógeno a una presión alta entre aproximadamente 689-3.447 kPa (100-500 psia) (por ejemplo, aproximadamente 2.068 kPa (300 psia)) y producida por el reactor de desplazamiento 24, se desvía a la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> de la presente invención. El efluente 6 a presión alta (es decir, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>) que procede de la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> se envía a la unidad 22 de PSA de H<sub>2</sub>, que a su vez da lugar al producto 8 de hidrógeno de alta pureza y alta presión. Después de un período de tiempo predeterminado o después de la salida de CO<sub>2</sub> desde el lecho sobre la corriente de alimentación 10, se ha terminado la etapa de alimentación.

20 Etapa 2 - Despresurización 1 (DP1) El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que ha terminado la etapa de alimentación, está ahora a presión de alimentación alta (p.ej., 689-3.447 kPa (100-500 psia)), se despresuriza a una presión media (p.ej., 551-2.758 kPa (80-400 psia)) en una dirección que es la misma (indicada en la Figura 2, corriente en la misma dirección (CoC) u opuesta (no expuesta en la Figura 2, contracorriente (CCC)) a la de la corriente de alimentación. Esto aumenta el nivel de CO<sub>2</sub> en la corriente de gases.

25 Etapa 3 - Despresurización 2 (DP2): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora a alguna presión media (p.ej., 551-2.758 kPa (80-400 psia)), se despresuriza adicionalmente a una presión más baja (p.ej., 414-2.068 kPa (60-300 psia)) en una dirección que es la misma (expuesta en la Figura 2) u opuesta (no indicada en la Figura 2) a la corriente de alimentación, Esto aumenta adicionalmente el nivel de CO<sub>2</sub> de la corriente de gases.

30 Etapa 4 - Despresurización 3 y Reciclo (Rec). El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora a una presión inferior a la del comienzo de la Etapa 3 (p.ej. 414-2.068 kPa (60-300 psia)), se despresuriza adicionalmente a una presión más baja (p.ej. 103-276 kPa (15-40 psia)), en una dirección que es la misma u opuesta a la corriente de alimentación. Parte de esta corriente 5 despresurizada adicionalmente (Figura 1) se comprime y se recicla en la alimentación nueva 2 y esta corriente mixta 10 se carga a la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub>. Una segunda parte de la corriente despresurizada adicionalmente se hace fluir al lecho adsorbente evacuado para represurizarla como se describe más adelante en la Etapa 6.

35 Etapa 5 - Evacuación (Evac.): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora o que está próximo a la presión ambiente (p.ej., 103-276 kPa (15-40 psia)), se evacua a una presión baja predeterminada en una dirección opuesta a la corriente de alimentación (expuesta en la Figura 2). La corriente de evacuación 4 (Figura 1) constituye producto de CO<sub>2</sub>.

40 Etapa 6 - Igualación de Presiones del Lecho Evacuado (Pev). El lecho evacuado está ahora igualado a la presión de la segunda parte del gas despresurizado adicionalmente procedente de la Etapa 4 en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 2) u opuesta (expuesta en la Figura 2) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda a aumentar la recuperación de CO<sub>2</sub>.

Etapa 7 - Igualación de Presiones 2 (PE2): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala en presión utilizando la corriente rica en CO<sub>2</sub> de la Etapa 3 en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 2) u opuesta (expuesta en la Figura 2) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda asimismo a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub>.

45 Etapa 8 - Igualación de presiones 1 (PE1): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala adicionalmente en presión utilizando la corriente rica en CO<sub>2</sub> de la Etapa 2 en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 2) u opuesta (expuesta en la Figura 2) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda además a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub>.

50 Etapa 9 - Represurización (RP): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> igualado en presión se represuriza a la presión de alimentación o bien por el gas de alimentación 1 o por parte del efluente generado en la Etapa 1. Después de represurización a la presión de alimentación, este lecho está ahora listo para repetir el ciclo que comienza en la Etapa 1.

55 El procedimiento de nueve etapas descrito es para un ciclo para un lecho de la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub>. Las nueve etapas anteriores de esta realización parcial de igualación de presiones/reciclo, se llevan a cabo de un modo cíclico con los otros lechos de la unidad de tal modo que en la alimentación dentro y el efluente de alimentación de la Etapa 1, despresurización 3 y el reciclo (Etapa 4) y, la etapa de evacuación (Etapa 5), son todas continuas. Esto

asegura que el compresor de reciclo y la bomba e vacío actúan continuamente y que no hay rotura de la alimentación de entrada a la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> o a la unidad de PSA de H<sub>2</sub>. Se requieren seis lechos de adsorción en esta realización de la invención con objeto de mantener la continuidad de las etapas del procedimiento fundamental. Esto puede conseguirse mediante la configuración del procedimiento ilustrada por el diagrama de flujo del ciclo de la Figura 2.

El material informático que corresponde ejemplar y un esquema de la corriente del procedimiento de VPSA de CO<sub>2</sub> que corresponde al ciclo expuesto en la Figura 2, está representado en la Figura 3. Las varias válvulas de la Figura 3 pueden hacerse funcionar del modo ilustrado en las Figuras 4a y 4b para llevar a cabo las nueve etapas del procedimiento de seis lechos descrito anteriormente en la presente memoria. Ha de apreciarse que las presiones y las duraciones de las etapas expuestas son solamente con fines ilustrativos. Los expertos en la técnica podrán apreciar que pueden utilizarse otras combinaciones de presiones y duraciones de las etapas.

Como puede apreciarse de la descripción anterior, la presente invención se basa por tanto en despresurizaciones de al menos un adsorbente selectivo de CO<sub>2</sub> desde alta presión a baja presión para aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho. Después de que la concentración de CO<sub>2</sub> se ha aumentado, se obtiene el producto de CO<sub>2</sub> por reducción adicional de la presión. Esto es posible basado en el reconocimiento de que para algunos adsorbentes, la reducción de presión de presión alta a presión baja aumenta la concentración de CO<sub>2</sub> sobre el adsorbente.

En la realización expuesta en las Figuras 2-4 y como se ha descrito, la corriente 5 (Figura 1) del gas producido durante la despresurización 3 y el reciclo (Etapa 4), se comprime y se mezcla con gas de alimentación y se recicla a través de la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> y otra parte fluye a través del lecho en evacuación. Utilizando la corriente de gases de despresurización final de este modo, se reduce al mínimo o no hay pérdida de H<sub>2</sub> desde la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub>.

Realizaciones ejemplares alternativas y adicionales que utilizan el reciclo parcial y la despresurización final para el lecho evacuado para igualación de las presiones, se ilustran en las Figuras 5 y 6.

Aludiendo ahora a la Figura 5, se expone un diagrama de flujo cíclico para un procedimiento de once etapas que utiliza seis lechos, reciclo parcial y tres etapas de igualación de las presiones. Estas etapas del ciclo se llevan a cabo de un modo similar al de las etapas descritas anteriormente, en donde hay una etapa adicional de despresurización (DP3) y una etapa adicional de igualación de presiones (PE3). Más específicamente, las etapas del ciclo de la Figura 5 incluyen lo siguiente:

Etapa 1 - Etapa de Alimentación (Feed): Una corriente de alimentación 1 (expuesta en la Figura 1) que contiene al menos gases de dióxido de carbono e hidrógeno a una presión alta entre aproximadamente 689-3.447 kPa (100-500 psia)(p.ej. aproximadamente 2.068 kPa (300 psia)) y producida por el reactor de desplazamiento 24, se desvía a la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> de la presente invención. El efluente 6 de alta presión (es decir, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>) que procede de la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> se envía a la unidad 22 de PSA de H<sub>2</sub>, que a su vez da lugar al producto 8 de hidrógeno de alta pureza y presión alta. Después de un tiempo predeterminado o después de la purga de CO<sub>2</sub> desde el lecho en la etapa de alimentación 10, se termina la etapa de alimentación.

Etapa 2 - Despresurización 1 (DP1): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que ha terminado la etapa de alimentación, está ahora a presión de alimentación alta (p.ej., 689-3.447 kPa (100-500 psia)). se ha despresurizado a una presión media (p.ej., 551-2.758 kPa (80-400 psia)) en una dirección que es la misma (expuesta en la Figura 5) u opuesta (no expuesta en la Figura 5) a la corriente de alimentación.

Etapa 3 - Despresurización 2 (DP2): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora en alguna presión media (p.ej., 551-2.758 kPa (80-400 psia)), se despresuriza adicionalmente a una presión más baja (p.ej., 414-2.068 kPa (60-300 psia)) en una dirección que es la misma (expuesta en la Figura 5) u opuesta (no expuesta en la Figura 5) a la corriente de alimentación.

Etapa 4 - Despresurización 3 (DP3): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora a una presión más baja (p.ej., 414-2.068 kPa (60-300 psia)), se despresuriza a una presión todavía más baja (p.ej., 345-1.379 kPa (50-200 psia)) en una dirección que es la misma (expuesta en la Figura 5) u opuesta (no expuesta en la Figura 5) a la corriente de alimentación.

Etapa 5 - Despresurización 4 y Reciclo (Rec). El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora a una presión más baja que al principio de la Etapa 4 (p.ej., 345-1.379 kPa (50-200 psia)), se despresuriza adicionalmente a una presión (p.ej., 276-689 kPa (40-100 psia)). en una dirección que es la misma o que es opuesta a la corriente de alimentación. Esta corriente despresurizada adicionalmente se comprime y se mezcla con alimentación 2 de nueva aportación y esta corriente mixta 10 se carga a la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> como se muestra en la Figura 1.

Etapa 6 - Purga (BD): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está a una presión más baja (p.ej., 276-689 kPa (40-100 psia)), se despresuriza adicionalmente ahora para ajustar a presión ambiente (p.ej., 69-138 kPa (10-20 psia)) en una dirección que es la misma o que es opuesta a la corriente de alimentación para obtener el producto 4 de CO<sub>2</sub> expuesto en la Figura 1.

Etapa 7 - Evacuación (Evac.): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora en la presión ambiente o próximo a ella (p.ej., 69-138 kPa (10-20 psia)), se evacua a una presión baja predeterminada en una dirección opuesta a la corriente de alimentación (expuesto en la Figura 5). La corriente de evacuación 4 (Figura 1) constituye producto de CO<sub>3</sub>.

5 Etapa 8 - Igualación de presiones 3 (PE3): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala a presión utilizando la corriente de gases que procede de la Etapa 4, en una dirección que es la misma (no expuesta de la Figura 5) u opuesta (expuesta en la Figura 5) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda también a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

10 Etapa 9 - Igualación de presiones 2 (PE2): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala adicionalmente a presión utilizando la corriente de gases que procede de la Etapa 3 en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 5) u opuesta (expuesta en la Figura 5) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda además a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

15 Etapa 10 - Igualación de presiones 1 (PE1): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala adicionalmente a presión utilizando la corriente de gases que procede de la Etapa 2 en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 5) u opuesta (expuesta en la Figura 5) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda además a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

20 Etapa 11 - Represurización (RP): Represurizando el al menos un lecho de adsorción en una etapa de represurización al primer intervalo de presiones. El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> igualado en presión se represuriza a la presión de alimentación o bien por el gas de alimentación 1 o por parte del efluente generado en la Etapa 1. Después de represurización a la presión de alimentación, este lecho está listo ahora para repetir el ciclo que comienza en la Etapa 1

25 En otra realización de la presente invención, el procedimiento proporciona el reciclo total de la corriente rica en CO<sub>2</sub> que regresa a la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> (véase, por ejemplo, la Figura 6). Estas realizaciones pueden llevarse a cabo utilizando un número variable de lechos y de etapas de igualación de presiones. Alternativamente, el reciclo total puede conseguirse con seis lechos y tres etapas de igualación de presiones (Figura 6).

Aludiendo ahora a la Figura 6, se muestra un diagrama de flujo de ciclo de un procedimiento de diez etapas que utiliza seis lechos, reciclo total y tres etapas de igualación de presiones. Más específicamente, las etapas del ciclo de la Figura 6 incluyen lo siguiente:

30 Etapa 1 - Etapa de Alimentación (Feed): Una corriente de alimentación 1 (expuesta en la Figura 1) que contiene al menos gases de dióxido de carbono e hidrógeno a una presión alta entre aproximadamente 689-3.447 kPa (100-500 psia) (por ejemplo, aproximadamente 2.068 kPa (300 psia) y producida por el reactor de desplazamiento 24, se desvía a la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub> de la presente invención. El efluente 6 a presión alta (es decir, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>) que procede de la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub>, se envía a la unidad 22 de PSA de H<sub>2</sub>, que a su vez da lugar al producto 8 de hidrógeno de alta pureza, de alta presión. Después de un período de tiempo predeterminado o después de que el CO<sub>2</sub> se abriera camino desde el lecho en la corriente de alimentación 10, se termina la etapa de alimentación.

40 Etapa 2 - Despresurización 1 (DP1): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que ha terminado la etapa de alimentación, está ahora a presión de alimentación alta (p.ej., 689-3.447 kPa (100-500 psia)), se despresuriza a una presión media (p.ej., 551-2.758 kPa (80-400 psia)) en una dirección que es la misma (expuesta en la Figura 6) u opuesta (no expuesta en la Figura 6) a la corriente de alimentación.

Etapa 3 - Despresurización 2 (DP2): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora en alguna presión media (p.ej., 551-2.758 kPa (80-400 psia)), se despresuriza adicionalmente a una presión más baja (p.ej., 414-2.068 kPa (60-300 psia)) en una dirección que es la misma (expuesta en la Figura 6) u opuesta (no expuesta en la Figura 6) a la corriente de alimentación

45 Etapa 4 - Despresurización 3 (DP3): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora a una presión más baja (p.ej., 414-2.068 kPa (60-300 psia)), se despresuriza a una presión todavía más baja (p.ej., 345-1.379 kPa (50-200 psia)) en una dirección que es la misma (expuesta en la Figura 6) u opuesta (no expuesta en la Figura 6) a la corriente de alimentación..

50 Etapa 5 - Despresurización 4 y Reciclo (Rec.) : El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora a una presión más baja que la del comienzo de la Etapa 4 (p.ej., 345-1.379 kPa (50-200 psia)), se despresuriza adicionalmente a o cerca de la presión ambiente (p.ej., 103-138 kPa (10-20 psia), en una dirección que es la misma u opuesta a la corriente de alimentación. Esta corriente 5 despresurizada adicionalmente (Figura 1) se comprime y se mezcla con alimentación 2 de nueva aportación y esta corriente mixta 10 se carga a la unidad 21 de VPSA de CO<sub>2</sub>.

55 Etapa 6 - Evacuación (Evac.): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub>, que está ahora a presión ambiente o próximo a ella (p.ej., 103-138 kPa (10-30 psia)), se evacua a una presión baja predeterminada en una dirección opuesta a la corriente de alimentación (expuesta en la Figura 6). La corriente de evacuación 4 (Figura 1) constituye producto de CO<sub>2</sub>.

Etapa 7 - Igualación de presiones 3 (PE3): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala a presión en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 6) u opuesta (expuesta en la Figura 6) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda también a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

5 Etapa 8 - Igualación de presiones 2 (PE2) : El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala a presión adicionalmente en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 6) u opuesta (expuesta en la Figura 6) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda además a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

Etapa 9 - Igualación de presiones 1 (PE1): El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> se iguala a presión adicionalmente en una dirección que es la misma (no expuesta en la Figura 6) u opuesta (expuesta en la Figura 6) a la corriente de alimentación. Esta etapa ayuda además a intensificar la recuperación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

10 Etapa 10 - Represurización (RP) : El lecho de VPSA de CO<sub>2</sub> igualado a presión se represuriza a la presión de alimentación o bien por el gas de alimentación 1 o por parte del efluente generado en la Etapa 1. Después de represurización a la presión de alimentación, este lecho está ahora listo para repetir el ciclo que comienza en la Etapa 1.

### Ejemplo

15 El ciclo del procedimiento expuesto en la Figura 2 se ensayó en una unidad a escala de un banco de trabajo manual de un único lecho, y es de esperar que se escale fácilmente. El diámetro interior (ID) de la columna era 1,73 cm (0,68 pulgadas) y la altura del lecho relleno era 1,5 m (5 pies). La columna se llenó con aproximadamente 227 g (0,5 libras) de gránulos de NaY de 1,6 mm (1/16") del que se dispone en el comercio. La alimentación (feed) contenía 74,9% de helio (simulando hidrógeno por razones de seguridad), 20,1% de CO<sub>2</sub>, y 5% de CH<sub>4</sub> (simulando CH<sub>4</sub>+CO+N<sub>2</sub>). La alimentación estaba a 2.068 kPa (300 psia). El procedimiento se llevó a cabo de un modo cíclico hasta que alcanzó el estado estacionario cíclico. El lecho se despresurizó a 103 kPa (15 psia). Esto se siguió por 20 evacuación a aproximadamente 26 kPa (4 psia). Se midió la cantidad y concentración del gas despresurizado y evacuado. El CO<sub>2</sub> total producido según la Etapa 5 fue aproximadamente 1,76 mmol/kg (0,8 mmol/libra) con una pureza de CO<sub>2</sub> de aproximadamente 99%. La recuperación de CO<sub>2</sub> se estimó que era aproximadamente 90%.

25 Los procedimientos descritos anteriormente pueden llevarse a cabo a presiones de alimentación mayores que 689 kPa (100 psia), y más preferiblemente mayores que 2.068 kPa (300 psia). El CO<sub>2</sub> del gas de alimentación debe ser mayor preferiblemente de 10 por ciento en moles, y lo más preferiblemente mayor de 15 por ciento en moles (p.ej., 15-25 por ciento en moles). La temperatura de alimentación puede estar entre aproximadamente 4-93°C (40-200°F), más preferiblemente entre aproximadamente 16-66°C (60-150°F) y lo más preferiblemente aproximadamente 38°C (100°F) 30 (100°F)

En realizaciones alternativas de la presente invención, pueden añadirse depósitos de almacenamiento en lugar de algunos de los lechos adsorbentes en el ciclo del procedimiento para guardar algunas de las corrientes de gases intermedias tales como el gas despresurizado. La finalidad de estos depósitos de almacenamiento es la de mantener como continua la corriente dentro y fuera de la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub>.

35 La presente invención proporciona así procedimientos y aparatos para la recuperación de dióxido de carbono de alta pureza (p.ej. aproximadamente  $\geq 90\%$  en moles) partiendo de gas de síntesis. Según con realizaciones preferidas de la presente invención, hay alimentación constante, produciéndose producto constante y se emplea preferiblemente maquinaria rotatoria continuamente para eliminar así el depósito o depósitos innecesario(s). Si, sin embargo, existen razones para limitar el número de lechos adsorbentes (p.ej., coste alto del adsorbente) pueden 40 emplearse como se ha explicado anteriormente, depósitos de almacenamiento en lugar de los recipientes de adsorbentes. Mientras todos los lechos puedan realizar el mismo ciclo, el número de lechos ha de reducirse al mínimo tomando en consideración estos factores.

La alimentación (feed) a la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> puede estar a una presión superior a la del ambiente, y el producto de CO<sub>2</sub> puede obtenerse como se ha descrito anteriormente. Cuando la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> se instala 45 aguas arriba de una unidad de PSA de H<sub>2</sub>, se espera que la recuperación de hidrógeno aumente extrayendo el CO<sub>2</sub>, aumentando con ello la presión parcial de hidrógeno de la corriente de alimentación de PSA de H<sub>2</sub>. El CO<sub>2</sub> recuperado puede emplearse tal como se produce o aumentarle de calidad adicionalmente tal como se expone en el documento US, Serie No. 11/395.13, de propiedad común, presentado el 3 de abril de 2006, y titulado "Método de Producción de Dióxido de Carbono", por Shah et al.. El CO<sub>2</sub> producido según la presente invención puede emplearse 50 para cualquier finalidad deseada. Por ejemplo y mientras no se interprete como limitación, el CO<sub>2</sub> producido como se describe en la presente memoria, puede emplearse para licuefacción para obtener producto(s) de calidad de grado alimentario, CO<sub>2</sub> supercrítico para recuperación de aceites intensificada (EOR) o sencillamente CO<sub>2</sub> para secuestro para evitar gases de invernadero adicionales en la atmósfera con objeto de satisfacer requisitos reguladores

55 Podrá apreciarse por los expertos en la técnica que la presente invención no se limita a realizaciones en que la unidad de VPSA de CO<sub>2</sub> se coloca aguas abajo de un reactor de desplazamiento (SMR) y aguas arriba de una unidad de PSA de H<sub>2</sub>. La presente invención puede emplearse también, por ejemplo, con un reactor de oxidación parcial junto con alguna corriente de alimentación según se ha definido anteriormente en la presente memoria..

También se apreciará que en algunos casos, las etapas de igualación de presiones podría eliminarse. En tales casos, el gas que no se hubiera igualado a presión puede cargarse a la corriente de producto. Por consiguiente, la pureza del CO<sub>2</sub> puede reducirse. Esto puede reducir la recuperación de hidrógeno y/o dióxido de carbono dado que más hidrógeno y/o dióxido de carbono podrían estar presentes en la corriente 4. En tales casos, el número de lechos puede reducirse-

5

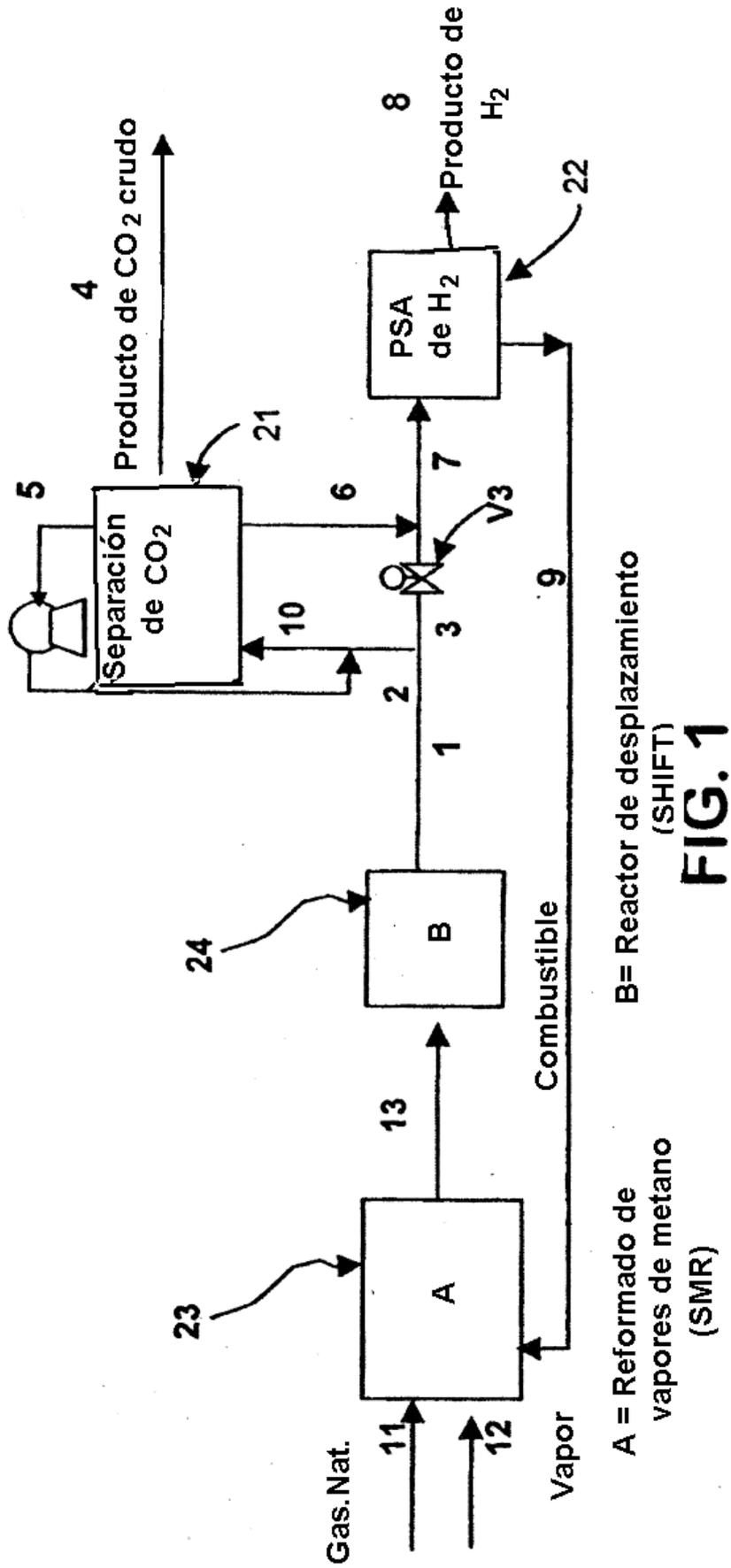
Ha de apreciarse por los expertos en la técnica que las realizaciones específicas descritas anteriormente pueden utilizarse fácilmente como base para modificar o diseñar otras estructuras para llevar a cabo las mismas finalidades de la presente invención. También podrá realizarse por los expertos en la técnica que tales construcciones equivalentes no se apartan del alcance de la invención expuesto en la reivindicaciones que se acompañan.

**REIVINDICACIONES**

- 1.- Un procedimiento de adsorción de oscilación de presión al vacío (VPSA) para la recuperación de dióxido de carbono de una corriente de alimentación, en donde la corriente de alimentación comprende una mezcla de gases de varios componentes que comprende al menos dióxido de carbono e hidrógeno, en una unidad de VPSA que comprende seis lechos de adsorción cada uno de los cuales contiene al menos un adsorbente selectivo de CO<sub>2</sub>, cuyo procedimiento comprende repetir cíclicamente en cada uno de los lechos de adsorción un ciclo que comprende las etapas de::
- 5
- (a) alimentar al menos una parte de la corriente de alimentación y parte de la corriente rica en CO<sub>2</sub> de un lecho de adsorción que soporta la etapa (d), al lecho de adsorción en una primera presión dentro de un primer intervalo de presiones durante un tiempo predeterminado para producir una corriente enriquecida en hidrógeno;
  - 10
  - (b) igualar la presión del lecho de adsorción con la de un lecho de adsorción que soporta la etapa (h) en una primera etapa de despresurización desde la primera presión a una segunda presión dentro de un segundo intervalo de presiones en donde la segunda presión es más baja que la primera presión en una misma dirección o en una dirección opuesta a la corriente de alimentación;
  - 15
  - (c) igualar la presión del lecho de adsorción con la de un lecho de adsorción que soporta la etapa (g) en una segunda etapa de despresurización desde la segunda presión a una tercera presión dentro de un tercer intervalo de presiones en donde la tercera presión es más baja que la segunda presión y en una misma dirección o en una dirección opuesta a la corriente de alimentación;
  - 20
  - (d) despresurizar el lecho de adsorción en una tercera etapa de despresurización desde la tercera presión a una cuarta presión dentro de un cuarto intervalo de presiones en donde la cuarta presión es más baja que la tercera presión y próxima a la presión ambiente, y en una misma dirección que la corriente de alimentación o en una dirección opuesta a la corriente de alimentación para producir una corriente rica en CO<sub>2</sub>, en donde una primera parte de la corriente rica en CO<sub>2</sub> se comprime y se recicla en la corriente de alimentación y se alimenta la corriente de alimentación con dicha primera parte reciclada a un lecho de adsorción que soporta la etapa (a), y en donde una segunda parte de la corriente rica en CO<sub>2</sub> se carga a un lecho de adsorción que soporta la etapa (f) para igualar la presión de dicho lecho
  - 25
  - (e) evacuar el lecho de adsorción desde el cuarto intervalo de presiones a una presión inferior a la del ambiente en una dirección opuesta o en una misma dirección que la corriente de alimentación para obtener producto de CO<sub>2</sub>;
  - 30
  - (f) represurizar el lecho de adsorción desde la presión inferior a la del ambiente por igualación de presión con un lecho de adsorción que soporta la etapa (d);
  - (g) igualar la presión del lecho de adsorción con la de un lecho de adsorción que soporta la etapa (c) en una segunda etapa de igualación de presiones en una dirección opuesta o en una misma dirección que la corriente de alimentación;
  - 35
  - (h) igualar adicionalmente la presión del lecho de adsorción con la de un lecho de adsorción que soporta la etapa (b) en una tercera etapa de igualación de presiones en una dirección opuesta o en una misma dirección que la corriente de alimentación; y
  - (i) represurizar el lecho de adsorción por gas de alimentación o por parte de la corriente enriquecida en hidrógeno generada en un lecho de adsorción que soporta la etapa (a) en una etapa de represurización al primer intervalo de presiones.
  - 40
- 2.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el primer intervalo de presiones es 689-3.447 kPa (100-500 psia).
- 3.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la primera presión es mayor que 2.068 kPa (300 psia).
- 45 4.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el segundo intervalo de presiones es 551-2.758 kPa (80-400 psia).
- 5.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el tercer intervalo de presiones es 414-2.068 kPa (60-300 psia).
- 6.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el cuarto intervalo de presiones es 103-276 kPa (15-40 psia).
- 50 7.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la mezcla de gases de varios componentes comprende al menos 10 por ciento en moles de dióxido de carbono.

- 8.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la mezcla de gases de varios componentes comprende 15-25 por ciento en moles de dióxido de carbono.
- 9.- El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la mezcla de gases de varios componentes se carga a la unidad de VPSA a una temperatura dentro del intervalo de 4-93°C (40° - 200°F).
- 5 10.- El procedimiento según la reivindicación 9, en donde la temperatura es aproximadamente 38°C (100°F).

Sistema 20



	FEED	DP1	DP2	DP3/Reciclo	Evacuación	PEV.	PE2	FeRP
A1	PE1	FEED	DP2	DP1	DP3/Reciclo	Evacuación	PEV.	PE2
A2	PE2	FEED	DP2	DP1	DP3/Reciclo	Evacuación	PEV.	PE2
A3	PEV.	PE1	FeRP	DP1	DP2	DP3/Reciclo	Evacuación	DP3/Reciclo
A4	Evacuación	PEV.	PE2	FEED	FEED	DP1	DP2	DP3/Reciclo
A5	DP3/Reciclo	Evacuación	PEV.	PE1	FeRP	FEED	FEED	DP1
A6	DP1	DP3/Reciclo	Evacuación	PEV.	PE2	PE1	FeRP	FEED

A1  
A2  
A3  
A4  
A5  
A6

Feed
DP1
DP2
DP3/Reci.
Evac.
PEV.
PE2
PE1
FeRP

Alimentación Total (Nueva + Reciclo) a VPSA de CO<sub>2</sub> --> Producto alimentado a PSA de H<sub>2</sub>  
 DP1 a CoC a PE1 con un lecho A  
 DP2 a CoC a PE2 con un lecho A  
 DP a CoC/CCC a Compresor de Reciclo y aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho  
 Evac a CCC para recoger producto de CO<sub>2</sub>  
 PE a CCC con un Lecho A en DP3/Reciclo para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>  
 PE2 a CCC con un lecho A en DP2 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>  
 PE1 a CCC con un lecho A en DP1 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>  
 RP a CoC por Efluente de Alimentación

Presión

	Comienzo	Final
	kPa	psig
t <sub>feed</sub> = 2 min	2170 (300)	2170 (300)
t <sub>DP1</sub> = 1 min	2170 (300)	1494 (202)
t <sub>DP2</sub> = 1 min	1494 (202)	811 (103)
t <sub>reci</sub> = 2 min	811 (103)	205 (15)
t <sub>evac</sub> = 2 min	205 (15)	129 (4)
t <sub>PEV</sub> = 1 min	129 (4)	143 (6)
t <sub>PE2</sub> = 1 min	143 (6)	811 (103)
t <sub>PE1</sub> = 1 min	143 (6)	1494 (202)
t <sub>RP</sub> = 1 min	1494 (202)	2170 (300)

12 min

PE a CCC con un lecho A en DP2 para aumentar

FIG. 2

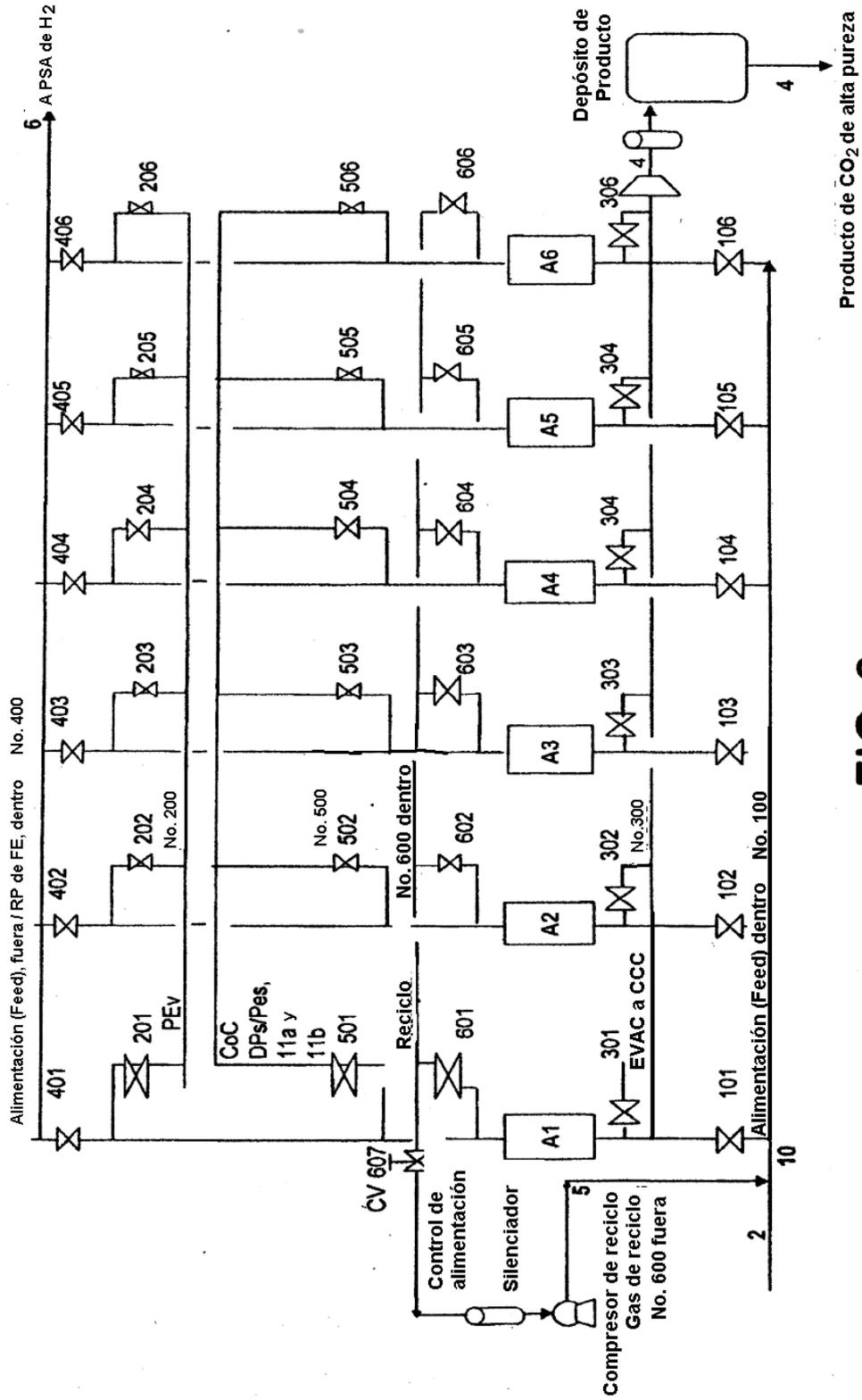


FIG. 3

Etapa N°	Tiempo, segundos		LECHO A1 LECHO A2 LECHO A3 LECHO A4 LECHO A5 LECHO A6						
	De	A	Duración						
1	0	30	30	Feed	PE1	PEV	Evac.	DP/Rec	DP1
2	30	60	30	Feed	PE1	PEV	Evac.	DP/Rec	DP1
3	60	90	30	Feed	FERP	PE2	Evac.	DP/Rec	DP2
4	90	120	30	Feed	FERP	PE2	Evac.	DP/Rec	DP2
5	120	150	30	DP1	Feed	PE1	PEV	Evac.	DP/Rec
6	150	180	30	DP1	Feed	PE1	PEV	Evac.	DP/Rec
7	180	210	30	DP2	Feed	FERP	PE2	Evac.	DP/Rec
8	210	240	30	DP2	Feed	FERP	PE2	Evac.	DP/Rec
9	240	270	30	DP/Rec	DP1	Feed	PE1	PEV	Evac.
10	270	300	30	DP/Rec	DP1	Feed	PE1	PEV	Evac.
11	300	330	30	DP/Rec	DP2	Feed	FERP	PE2	Evac.
12	330	360	30	DP/Rec	DP2	Feed	FERP	PE2	Evac.
13	360	390	30	Evac.	DP/Rec	DP1	Feed	PE1	PEV
14	390	420	30	Evac.	DP/Rec	DP1	Feed	PE1	PEV
15	420	450	30	Evac.	DP/Rec	DP2	Feed	FERP	PE2
16	450	480	30	Evac.	DP/Rec	DP2	Feed	FERP	PE2
17	480	510	30	PEV	Evac.	DP/Rec	DP1	Feed	PE1
18	510	540	30	PEV	Evac.	DP/Rec	DP1	Feed	PE1
19	540	570	30	PE2	Evac.	DP/Rec	DP2	Feed	FERP
20	570	600	30	PE2	Evac.	DP/Rec	DP2	Feed	FERP
21	600	630	30	PE1	PEV	Evac.	DP/Rec	DP1	Feed
22	630	660	30	PE1	PEV	Evac.	DP/Rec	DP1	Feed
23	660	690	30	FERP	PE2	Evac.	DP/Rec	DP2	Feed
24	690	720	30	FERP	PE2	Evac.	DP/Rec	DP2	Feed

DP/Rec = DP/Reciclo

**FIG. 4a**



A1	FEED	DP1	DP2	DP3	R/DP4	BD	Evacuación	PE3	PE2	PE1	FeRP		
A2	FeRP	FEED		DP1	DP2	BD	R/DP4	BD	Evacuación	PE3	PE2		
A3	PE2	PE1	FeRP		FEED		DP1	DP2	R/DP4	BD	Evacuación		
A4	Evacuación	PE3	PE2	PE1	FeRP		FEED		DP1	DP2	DP3	R/DP4	BD
A5	DP3	R/DP4	BD	Evacuación	PE3	PE2	PE1	FeRP	FEED		DP1	DP2	
A6	DP1	DP2	DP3	R/DP4	BD	Evacuación	PE3	PE2	PE1	FeRP	FEED		

Alimentación total (Nueva + Reciclo) a VPSA de CO<sub>2</sub> -----> Producto alimentado a PSA de H<sub>2</sub>

Feed
DP1
DP2
DP3
R/DP4
BD
Evac.
PE3
PE2
PE1
FeRP

- t<sub>feed</sub> = 2 min
- t<sub>DP1</sub> = 1 min
- t<sub>DP2</sub> = 1 min
- t<sub>DP3</sub> = 1 min
- t<sub>reci.</sub> = 0,5 min
- t<sub>BD</sub> = 0,5 min
- t<sub>evac</sub> = 2 min
- t<sub>PE3</sub> = 1 min
- t<sub>PE2</sub> = 1 min
- t<sub>PE1</sub> = 1 min
- t<sub>RP</sub> = 1 min
- 12 min

- DP1 a CoC a PE1 con un lecho A
- DP2 a CoC a PE2 con otro del lecho A
- DP3 a CoC a PE3 con otro del lecho A
- DP4 a CoC/CCC a Compresor de Reciclo y aumento de concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho
- DP a CCC para recoger producto de CO<sub>2</sub> puro de fondo
- Evac a CCC para recoger producto de CO<sub>2</sub>
- PE3 a CCC con un Lecho A en DP3 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>
- PE2 a CCC con un Lecho A en DP2 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>
- PE1 a CCC con un lecho A en DP1 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>
- RP a CoC por Efluente de Alimentación

FIG. 5

A1	FEED	DP1	DP2	DP3	Rec./DP4	Evacuación		PE3	PE2	PE1	FeRP
A2	FeRP	FEED		DP1	DP2	DP3	Rec./DP4	Evacuación		PE3	PE2
A3	PE2	PE1	FeRP		FEED	DP1	DP2	DP3	Rec./DP4	Evacuación	
A4	Evacuación	PE3	PE2	PE1	FeRP		FEED	DP1	DP2	DP3	Rec./DP4
A5	Rec./DP4	Evacuación	Evacuación	PE3	PE2	PE1	FeRP		FEED	DP1	DP2
A6	DP2	DP3	Rec./DP4	Evacuación	Evacuación	PE3	PE2	PE1	FeRP	FEED	

Feed
DP1
DP2
DP3
Rec./DP4
Evac.
PE3
PE2
PE1
FeRP

Alimentación Total (Nueva + Reciclo) a VPSA de CO<sub>2</sub> --> Producto alimentado a PSA de H<sub>2</sub>

DP1 a CoC a PE1 con un lecho A

DP2 a CoC a PE2 con otro del lecho A

DP3 a CoC a PE3 con otro del lecho A

DP4 a CoC/CCC a Compresor de Reciclo y aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> en el lecho

Evac a CoC para recoger producto de CO<sub>2</sub>

PE3 a CCC con un Lecho A en DP3 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>

PE2 a CCC con un lecho A en DP2 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>

PE1 a CCC con un lecho A en DP3 para aumentar la recuperación de H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>

RP a CoC por Efluente de Alimentación

$t_{feed} = 2 \text{ min}$   
 $t_{DP1} = 1 \text{ min}$   
 $t_{DP2} = 1 \text{ min}$   
 $t_{DP3} = 1 \text{ min}$   
 $t_{recj.} = 1 \text{ min}$   
 $t_{evac} = 2 \text{ min}$   
 $t_{PE3} = 1 \text{ min}$   
 $t_{PE2} = 1 \text{ min}$   
 $t_{PE1} = 1 \text{ min}$   
 $t_{RP} = 1 \text{ min}$   
 $\underline{\underline{12 \text{ min}}}$

**FIG. 6**