

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 635 462**

51 Int. Cl.:

**C01B 3/56** (2006.01)

**F25J 3/02** (2006.01)

**C01B 3/34** (2006.01)

**B01D 53/047** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.08.2012 E 12182467 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.07.2017 EP 2565154**

54 Título: **Proceso y aparato para producir hidrógeno y monóxido de carbono**

30 Prioridad:

**30.08.2011 US 201161528943 P**

**23.05.2012 US 201213478597**

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

**03.10.2017**

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

**GENKIN, EUGENE S.;  
PHAM, HOANH NANG;  
ZHANG, XIAO GUANG y  
LUDWIG, KEITH ALAN**

74 Agente/Representante:

**UNGRÍA LÓPEZ, Javier**

ES 2 635 462 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

Proceso y aparato para producir hidrógeno y monóxido de carbono

- 5 El hidrógeno, el monóxido de carbono y mezclas de hidrógeno y monóxido de carbono son materias primas deseables para procesos químicos y petroquímicos.

10 La conversión de hidrocarburos en gases que contienen hidrógeno y monóxido de carbono es bien conocida en la técnica. Ejemplos de tales procedimientos incluyen reformado catalítico a vapor, reformado catalítico autotérmico, oxidación parcial catalítica y oxidación parcial no catalítica. Cada uno de estos procesos tiene ventajas y desventajas, y produce varias relaciones de hidrógeno y monóxido de carbono, también conocido como gas de síntesis.

15 El gas de síntesis bruto formado por la conversión de hidrocarburos se separa después mediante diversos procesos para formar el hidrógeno, el monóxido de carbono y / o las mezclas de hidrógeno y monóxido de carbono deseados. La separación del monóxido de carbono se realiza, típicamente, mediante separación criogénica en una unidad de separación criogénica o caja fría y la separación del hidrógeno del gas de síntesis en bruto se realiza, típicamente, mediante adsorción por oscilación de presión.

20 Los separadores criogénicos requieren una alimentación constante, tanto en términos de composición como de presión. En consecuencia, el monóxido de carbono se elimina primero de la corriente de gas de síntesis bruta, seguido de la separación de la corriente que contiene hidrógeno en un adsorbedor de oscilación de presión, ya que la salida de un adsorbedor de oscilación de presión varía tanto en composición como en presión.

25 El documento US 5 351 491 A divulga un aparato y un proceso para producir una corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de producto que contiene CO a partir de un gas de proceso, comprendiendo el aparato:

30 una unidad de producción de gas de síntesis para generar el gas de proceso, comprendiendo el gas de proceso H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O;  
 una unidad de eliminación de agua para eliminar el H<sub>2</sub>O del gas de proceso;  
 una unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> para eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso sin fraccionar criogénicamente el gas de proceso;  
 un adsorbedor de oscilación de presión para separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso, formando de este modo la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de gas residual;  
 35 un dispositivo mezclador para mezclar la corriente de gas residual y una corriente de reciclado rica en CO formada a partir de la corriente de gas residual en un separador de fases;  
 un compresor para comprimir la corriente de gas residual;  
 una unidad de separación criogénica para recibir la corriente de gas residual después del compresor y después del dispositivo mezclador, la unidad de separación criogénica para separar la corriente de gas residual en la corriente de producto que contiene CO, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>, una corriente enriquecida en metano y una corriente intermedia que contiene CO mediante fraccionamiento criogénico en la unidad de separación criogénica; y  
 un conducto para reciclar al menos una porción de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> al adsorbedor de oscilación de presión

45 La industria desea un proceso y un aparato para separar el hidrógeno y el monóxido de carbono de un gas de síntesis bruto, donde el proceso y el aparato sean robustos y estables.

50 La industria desea un proceso y un aparato para separar el hidrógeno y el monóxido de carbono de un gas de síntesis bruto con una recuperación elevada de hidrógeno y monóxido de carbono, y una eficiencia energética elevada.

La presente invención se refiere a un proceso y a un aparato para producir H<sub>2</sub> y CO de acuerdo con la reivindicación 1 y la reivindicación 9. Hay varios aspectos del proceso como se describe a continuación.

55 Aspecto 1. Un aparato para producir una corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de producto que contiene CO a partir de un gas de proceso, comprendiendo el aparato:

60 una unidad de producción de gas de síntesis para generar el gas de proceso, comprendiendo el gas de proceso H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O;  
 una unidad de eliminación de agua para eliminar el H<sub>2</sub>O del gas de proceso;  
 una unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> para eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso sin fraccionar criogénicamente el gas de proceso;

65

un adsorbedor de oscilación de presión para separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso, formando de este modo la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de gas residual;

5 un dispositivo mezclador para atenuar la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en la corriente de gas residual a menos de 1 % en moles, donde la amplitud de la concentración molar de un componente es la diferencia entre un extremo de la concentración molar de dicho componente durante un ciclo del adsorbedor de oscilación de presión (40) y la concentración molar media promediada en el tiempo, C, de dicho componente,

$$10 \quad \bar{C} = \frac{1}{T} \int_0^T C(t) \cdot dt ,$$

donde

15  $C(t)$  es la concentración molar de uno o más componentes en función del tiempo,  $t$  es la variable de tiempo, y  $T$  es el tiempo para que el adsorbedor de oscilación de presión complete un ciclo;

un compresor para comprimir la corriente de gas residual;

20 una unidad de separación criogénica para recibir la corriente de gas residual después del compresor y después del dispositivo mezclador, la unidad de separación criogénica para separar la corriente de gas residual en la corriente de producto que contiene CO, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>, una corriente enriquecida en metano y una corriente intermedia que contiene CO mediante fraccionamiento criogénico en la unidad de separación criogénica;

25 un conducto para reciclar al menos una porción de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> al adsorbedor de oscilación de presión; y

30 un segundo dispositivo mezclador (80) conectado operativamente entre el compresor (60) y la unidad de separación criogénica (100) para amortiguar la variación de presión del gas residual y atenuar adicionalmente la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en el gas residual antes de pasar el gas residual a la unidad de separación criogénica.

35 Aspecto 2. El aparato del aspecto 1 que comprende además un controlador para controlar el adsorbedor de oscilación de presión, teniendo el controlador una secuencia de instrucciones codificadas que requieren que la corriente de gas residual sea retirada del adsorbedor de oscilación de presión a una presión de entre 260 kPa (absoluta) y 420 kPa (absoluta) o de entre 315 kPa (absoluta) y 385 kPa (absoluta).

40 Aspecto 3. El aparato del aspecto 1 o el aspecto 2, que además comprende:

un segundo conducto para reciclar al menos una parte de la corriente intermedia que contiene CO a una ubicación aguas arriba del compresor y aguas abajo del adsorbedor de oscilación de presión.

45 Aspecto 4. El aparato de uno cualquiera de los aspectos 1 a 3, que además comprende:

un tercer conducto para transportar al menos una parte de la corriente enriquecida en metano a la unidad de producción de gas de síntesis para su uso como combustible en una reacción de combustión.

50 Aspecto 5. El aparato de uno cualquiera de los aspectos 1 a 4, que además comprende:

un cuarto conducto y un segundo compresor para transportar al menos una parte de la corriente enriquecida en metano a la unidad de producción de gas de síntesis para su uso como alimentación reactante para formar el gas de proceso.

55 Aspecto 6. El aparato de uno cualquiera de los aspectos 1 a 5, que además comprende:

un secador conectado operativamente entre el compresor y la unidad de separación criogénica para eliminar el H<sub>2</sub>O y el CO<sub>2</sub> antes de que el gas residual pase a la unidad de separación criogénica.

60 Aspecto 7. El aparato del aspecto 6 donde el secador es un adsorbedor de oscilación térmica.

Aspecto 8. El aparato de uno cualquiera de los aspectos 1 a 7, que además comprende:

un vaso de amortiguación conectado operativamente entre el compresor y la unidad de separación criogénica para amortiguar la variación de presión del gas residual antes del pase del gas residual a la unidad de separación criogénica

5 Aspecto 9. El aparato de cualquiera de los aspectos 1 a 8 donde la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> está conectada operativamente entre la unidad de producción de gas de síntesis y el adsorbedor de oscilación de presión.

Aspecto 10. El aparato de uno cualquiera de los aspectos 1 a 9, que además comprende:

10 un quinto conducto que conecta operativamente la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> y la unidad de producción de gas de síntesis para transportar al menos una parte del CO<sub>2</sub> extraído de la corriente de proceso en la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> a la unidad de producción de gas de síntesis para su uso como gas de alimentación de reactivo para formar el gas de proceso.

15 Aspecto 11. Un proceso para producir una corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de producto que contiene CO a partir de un gas de proceso, comprendiendo el proceso:

generar el gas de proceso en una unidad de producción, comprendiendo el gas de proceso H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O;

20 eliminar H<sub>2</sub>O del gas de proceso;

eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso sin fraccionar criogénicamente el gas de proceso;

25 separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso por adsorción de oscilación de presión en un adsorbedor de oscilación de presión, formando de este modo la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de gas residual de adsorbedor de oscilación de presión, la corriente de gas residual extraída del adsorbedor de oscilación de presión a una presión de entre 260 kPa (absoluta) y 420 kPa (absoluta) o de entre 315 kPa (absoluta) y 385 kPa (absoluta), teniendo la corriente de gas residual extraída una concentración molar variable en el tiempo de uno o más componentes con una amplitud mayor que 2,5 % en moles o mayor que 3 % molar durante un ciclo adsorbedor de oscilación de presión;

35 atenuar la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en la corriente de gas residual a menos de 1 % en moles en un dispositivo mezclador, donde la amplitud de la concentración molar de un componente es la diferencia entre un extremo de la concentración molar de dicho componente durante un ciclo del adsorbedor de oscilación de presión (40) y la concentración molar media promediada en el tiempo,  $\bar{C}$ , de dicho componente, donde

$$\bar{C} = \frac{1}{T} \int_0^T C(t) \cdot dt,$$

40 donde

$C(t)$  es la concentración molar de uno o más componentes en función del tiempo,  
 $t$  es la variable de tiempo, y

45  $T$  es el tiempo para que el adsorbedor de oscilación de presión complete un ciclo;

comprimir la corriente de gas residual en un compresor;

50 pasar la corriente de gas residual a una unidad de separación criogénica después de las etapas de atenuación y compresión;

separar la corriente de gas residual en la corriente de producto que contiene CO, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>, una corriente enriquecida en metano y una corriente intermedia que contiene CO mediante fraccionamiento criogénico en la unidad de separación criogénica;

55 introducir al menos una parte de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> en el adsorbedor de oscilación de presión; y

60 pasar al menos una parte de la corriente de gas residual a un segundo dispositivo mezclador (80) conectado operativamente entre el compresor (60) y la unidad de separación criogénica (100), amortiguando de este modo la variación de presión y atenuando adicionalmente la amplitud de la concentración molar del uno o más componentes en el gas residual antes de pasar la corriente de gas residual a la unidad de separación criogénica (100).

Aspecto 12. El proceso del aspecto 11, que comprende además:

introducir al menos una parte de la corriente intermedia que contiene CO<sub>2</sub> aguas arriba del compresor y aguas abajo del adsorbedor de oscilación de presión.

5 Aspecto 13. El proceso del aspecto 11 o el aspecto 12, que además comprende:

introducir por lo menos una parte de la corriente enriquecida en metano en la unidad de producción como combustible, proporcionando de este modo calor para generar el gas de proceso. El calor puede proporcionarse mediante transferencia de calor indirecta.

10 Aspecto 14. El proceso de uno cualquiera de los aspectos 11 a 13, que además comprende:

comprimir y, posteriormente, introducir al menos una parte de la corriente enriquecida en metano en la unidad de producción como alimento reactivo para formar el gas de proceso.

15 Aspecto 15. El proceso de uno cualquiera de los aspectos 11 a 14, que además comprende:

pasar la corriente de gas residual desde el compresor a un secador para retirar el H<sub>2</sub>O y el CO<sub>2</sub> antes de pasar el gas residual a la unidad de separación criogénica.

20 Aspecto 16. El proceso del aspecto 15 donde el secador es un adsorbedor de oscilación térmica.

Aspecto 17. El proceso de uno cualquiera de los aspectos 11 a 16, que además comprende:

25 pasar al menos una parte de la corriente de gas residual desde el secador a un recipiente de amortiguación para amortiguar la variación de presión de la corriente de gas residual antes de pasar la corriente de gas residual a la unidad de separación criogénica.

30 Aspecto 18. El proceso de cualquiera de los aspectos 11 a 17, donde el CO<sub>2</sub> se elimina mediante una unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> antes de separar H<sub>2</sub> del gas de proceso mediante adsorción por oscilación de presión.

Aspecto 19. El proceso de uno cualquiera de los aspectos 11 a 18, donde al menos una parte del CO<sub>2</sub> eliminado del gas de proceso es reciclado a la unidad de producción como un gas de alimentación del reactante para formar el gas de proceso.

35 Aspecto 20. El proceso de uno cualquiera de los aspectos 11 a 19, que además comprende:

medir una concentración de N<sub>2</sub> en la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub>; y

40 disminuir el tiempo de ciclo de adsorción de oscilación de presión para disminuir la concentración de N<sub>2</sub> en la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub>.

Aspecto 21. El proceso de uno cualquiera de los aspectos 11 a 20 que usa el aparato de uno cualquiera de los aspectos 1 a 11.

45 Aspecto 22. El proceso de uno cualquiera de los aspectos 11 a 20 que comprende además proporcionar el aparato a uno usa el aparato de uno cualquiera de los aspectos 1 a 10.

### Breve descripción de diversas vistas de los dibujos

50 La figura es un diagrama de flujo del proceso que ilustra una realización preferida de la invención.

Los artículos "un" y "uno/a", tal como se usan en el presente documento significan uno o más cuando se aplican a cualquier característica en las realizaciones de la presente invención descritas en la memoria descriptiva y en las reivindicaciones. El uso de "un" y "uno/a" no limita el significado a una sola característica a menos que tal límite esté específicamente indicado. El artículo "el/la" que precede los sustantivos en singular o plural o frases nominales denota una característica específica concreta o características específicas concretas y puede tener una connotación de singular o plural dependiendo del contexto donde se utilice. El adjetivo "cualquiera" significa uno, algunos, o todos independientemente de cualquier cantidad. El término "y / o" colocado entre una primera entidad y una segunda entidad significa uno de (1) la primera entidad, (2) la segunda entidad y (3) la primera entidad y la segunda entidad. El término "y / o" colocado entre las dos últimas entidades de una lista de 3 o más entidades significa al menos una de las entidades de la lista.

La frase "al menos una parte" significa "una porción o todo". La al menos una parte de una corriente puede tener la misma composición que la corriente de la que deriva. La al menos una parte de una corriente puede incluir componentes específicos de la corriente de la que deriva.

Aguas abajo y aguas arriba se refieren a la dirección de flujo prevista del fluido de proceso transferido. Si la dirección de flujo prevista del fluido de proceso es desde el primer dispositivo al segundo dispositivo, el segundo dispositivo está en comunicación de flujo de fluido aguas abajo del primer dispositivo.

5 El término "enriquecido" significa que tiene una mayor concentración en % molar del gas indicado que la corriente original desde la que se formó. A continuación, la corriente enriquecida en hidrógeno tiene una mayor concentración en % molar de hidrógeno que la corriente de gas residual a partir de la cual se forma. Igualmente, la corriente enriquecida en metano tiene una mayor concentración en % molar de metano que la corriente de gas residual a partir de la cual se forma.

10 La presente invención se refiere a un proceso y aparato para producir una corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de producto que contiene CO a partir de un gas de proceso.

15 La presente invención se describe haciendo referencia a la figura que ilustra un diagrama de flujo del proceso para el proceso y el aparato.

En aras de la simplicidad y la claridad, se omiten descripciones detalladas de dispositivos, circuitos y métodos bien conocidos para no ocultar la descripción de la presente invención con detalles innecesarios.

20 El aparato comprende una unidad de producción de gas de síntesis 10 para generar el gas de proceso 12. El gas de proceso es lo que generalmente se denomina un gas de síntesis bruto y comprende H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. El gas de síntesis también se conoce como sintegas. Como se usa en el presente documento, el gas de síntesis es cualquier mezcla gaseosa que comprende H<sub>2</sub> y CO.

25 La unidad de producción de gas de síntesis 10 puede ser cualquier dispositivo conocido en la técnica para producir gas de síntesis bruto. Por ejemplo, la unidad de producción de gas de síntesis puede ser un reformador de vapor (también denominado reformador de metano de vapor o reformador de hidrocarburo de vapor), un reformador autotérmico, un reactor de oxidación parcial (reactor POX) y / o gasificador. Los detalles de la construcción y funcionamiento de las diversas unidades de producción de gas de síntesis están disponibles en la bibliografía pública y no se proporcionarán en el presente documento.

30 En el caso de que la unidad de producción de gas de síntesis sea un reactor POX, el aparato puede incluir un reactor de conversión (no mostrado) para modificar la relación entre H<sub>2</sub> y CO en el gas de proceso. Se pueden usar uno o más reactores de conversión. Los uno o más reactores de conversión pueden ser los llamados reactores de conversión de alta temperatura, reactores de conversión de temperatura media y / o reactores de conversión de baja temperatura.

35 Los reactores de conversión de "alta temperatura" tienen típicamente una temperatura de entrada que varía de 330 °C a 400 °C, y una temperatura de salida que varía de 400 °C a 500 °C. Los reactores de conversión de alta temperatura a menudo utilizan un catalizador de óxido de hierro / cromia.

40 Los reactores de conversión de "baja temperatura" típicamente tienen una temperatura de entrada que varía de 190 °C a 230 °C y una temperatura de salida que varía de 250 °C a 300 °C. Los reactores de conversión de baja temperatura usan a menudo un catalizador que comprende cobre metálico, óxido de cinc y uno o más óxidos difícilmente reducibles, tales como alúmina o cromia.

45 La conversión se puede realizar en una "combinación" de reactores de conversión, por ejemplo, usando la secuencia de conversión de temperatura alta, enfriamiento mediante intercambio directo de calor y conversión de baja temperatura. Si se desea, cualquiera de las etapas de conversión se puede subdividir con enfriamiento interestratificado.

50 Los reactores de conversión de "temperatura media" típicamente tienen una temperatura de entrada que varía de 250 °C a 325 °C y una temperatura de salida de hasta 400 °C. Se puede usar un catalizador de cobre soportado adecuadamente formulado.

55 El aparato también comprende una unidad de eliminación de agua 20 para eliminar el H<sub>2</sub>O del gas de proceso. Típicamente, el gas de proceso procedente de una unidad de producción de gas de síntesis se encuentra a una temperatura alta y se recupera calor del gas de proceso como parte del procesamiento adicional del gas de proceso. Por ejemplo, el gas de proceso puede pasar a una caldera de calor residual para extraer calor del gas de proceso y generar vapor. El gas de proceso puede enfriarse adicionalmente para condensar el agua del gas de proceso y, de ese modo, eliminar H<sub>2</sub>O del gas de proceso. El vapor generado en la caldera de calor residual puede utilizarse en la unidad de producción de gas de síntesis para generar el gas de proceso.

60 El aparato también comprende una unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> 30 para eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso. La unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> puede ser cualquier dispositivo conocido en la técnica para eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso por medios no criogénicos. La unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> se puede seleccionar de al menos uno de un

depurador, un adsorbedor y un separador de membrana. Por ejemplo, la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> puede ser un depurador de CO<sub>2</sub>. La depuración de CO<sub>2</sub> puede llevarse a cabo utilizando cualquier técnica de depuración y materiales de depuración comercialmente disponibles. El proceso de depuración alcalina acuosa de Benfield, los procesos de extracción de disolvente de Shell Sulfinol y UOP™ Selexol™, Lurgi Rectisol®, aMDEA de BASF son ejemplos de técnicas comerciales para eliminar el CO<sub>2</sub> de las corrientes de gas que son útiles. Como alternativa, el CO<sub>2</sub> se puede extraer mediante adsorción de oscilación de presión, absorción química, separación por membrana, óxidos metálicos complejos y similares. En algunos métodos, la alimentación de gas a la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> puede enfriarse en un intercambiador de calor antes de la introducción en la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub>.

La adsorción por oscilación de presión (PSA) se puede usar para la separación de CO<sub>2</sub> de una mezcla de gases. En técnicas de PSA, a una presión parcial alta, los tamices moleculares sólidos adsorben el CO<sub>2</sub> más fuertemente que algunos otros gases. Como resultado, a presiones elevadas, se elimina CO<sub>2</sub> de la mezcla de gases a medida que esta mezcla se hace pasar a través de un lecho de adsorción. La regeneración del lecho se realiza por despresurización y purga. Típicamente, para operaciones críticas se usa una pluralidad de recipientes de adsorción para la separación continua de CO<sub>2</sub>, donde un lecho de adsorción se utiliza para la separación de CO<sub>2</sub> mientras que los otros se regeneran.

Otra técnica para la separación de CO<sub>2</sub> de una corriente de gas es la absorción química usando óxidos, tales como óxido de calcio (CaO) y óxido de magnesio (MgO) o una combinación de los mismos. A presión y temperatura elevadas, el CO<sub>2</sub> puede ser absorbido por CaO formando carbonato de calcio (CaCO<sub>3</sub>), eliminando así EL CO<sub>2</sub> de la mezcla de gas. El CaO sorbente es regenerado mediante calcinaciones de CaCO<sub>3</sub>, que, de nuevo, puede reformar el CaCO<sub>3</sub> en CaO.

La tecnología de separación de membrana también puede utilizarse para la separación de CO<sub>2</sub> de una corriente de gas. Las membranas utilizadas para la extracción de CO<sub>2</sub> a alta temperatura incluyen zeolita y membranas cerámicas, que son selectivas para el CO<sub>2</sub>. Sin embargo, la eficiencia de la separación de la tecnología de membrana es baja y la separación completa de CO<sub>2</sub> puede no lograrse mediante separación por membrana.

Aún otra técnica utilizada para la extracción de CO puede incluir, pero sin limitaciones, la absorción química de CO<sub>2</sub> usando aminas. La alimentación al extractor de CO<sub>2</sub> se enfría a una temperatura adecuada para utilizar la absorción química de CO<sub>2</sub> usando aminas. Esta técnica se basa en disolventes de alcanolaminas que tienen la capacidad para absorber CO<sub>2</sub> a una temperatura relativamente baja y se regeneran fácilmente elevando la temperatura de los disolventes ricos. Se obtiene una corriente rica en CO<sub>2</sub> después de la regeneración del disolvente rico. Los disolventes utilizados en esta técnica pueden incluir, por ejemplo, trietanolamina, monoetanolamina, dietanolamina, diisopropanolamina, diglicolamina y metildietanolamina. Otra técnica para separar el CO<sub>2</sub> puede ser por absorción física. Puede observarse que todas o una combinación de cualquiera de las técnicas descritas anteriormente para la separación de CO<sub>2</sub> se puede usar para separar el CO<sub>2</sub> de forma ventajosa.

Se puede eliminar H<sub>2</sub>O adicional junto con el CO<sub>2</sub> en la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub>.

La unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> está operativamente conectada entre la unidad de producción de gas de síntesis 10 y el adsorbedor de oscilación de presión 40 (descrito más adelante).

Otra unidad de eliminación de H<sub>2</sub>O (no mostrada) puede estar aguas abajo de la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub>.

El CO<sub>2</sub> eliminado en la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> 30 puede reciclarse para su uso como gas de alimentación de reactivos 8 para formar el gas de proceso 12. La cantidad relativa de CO formado en el gas de proceso 12 puede alterarse introduciendo CO<sub>2</sub> reciclado. El aparato puede comprender además un conducto 33 que conecta operativamente la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> y la unidad de producción de gas de síntesis para transportar al menos una parte del CO<sub>2</sub> 32 extraído de la corriente de proceso en la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> 30 a la unidad de producción de gas de síntesis 10 para su uso como gas de alimentación de reactivo 8 para formar el gas de proceso 12.

Tal como se usa en el presente documento, un "conducto" es una tubería, tubo o cualquier otro pasaje hermético a fluidos a través del cual se transporta un fluido.

El aparato puede comprender además un adsorbedor de oscilación de presión 40 para separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso, formando de este modo la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> 42 y una corriente de gas residual 44. La adsorción por oscilación de presión es un proceso bien conocido usado en la producción de hidrógeno para la purificación. El adsorbedor oscilante de presión y el proceso pueden incorporar cualquier número deseado de lechos adsorbentes y cualquier ciclo de procesamiento conocido para recuperar el producto de hidrógeno. En la práctica del método puede usarse cualquier material adsorbente adecuado que tenga selectividad deseable para los fines del método. Entre los adsorbentes adecuados se incluyen, por ejemplo, tamices moleculares zeolíticos, carbón activado, gel de sílice, alúmina activada y similares. Los adsorbentes de tamiz molecular zeolítico son, generalmente, deseables para la separación y purificación de hidrógeno a partir de mezclas de gas reformado. El sistema adsorbente de oscilación de presión puede incluir uno o más depósitos de compensación.

El proceso puede comprender medir una concentración de N<sub>2</sub> en la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y controlar un tiempo de ciclo del adsorbedor de oscilación de presión para mantener la concentración de N<sub>2</sub> por debajo de una concentración de N<sub>2</sub> objetivo. El tiempo de ciclo de adsorción de oscilación de presión puede disminuirse para reducir la concentración de N<sub>2</sub> en la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub>. El tiempo de ciclo de adsorción de oscilación de presión puede aumentarse para aumentar la concentración de N<sub>2</sub> en la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub>.

La corriente de gas residual puede formarse a partir del ciclo de adsorción de oscilación de presión durante las fases de despresurización (reducción de presión) y / o purga.

En el caso de que la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> sea un adsorbedor de oscilación de presión o adsorbedor de oscilación de vacío, el adsorbedor de oscilación de presión para separar H<sub>2</sub> puede integrarse con la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub>. Ejemplos de unidades integradas se divulga en las patentes de Estados Unidos N.º 4.171.206, RE 31.014, 4.790.858, 4.813.980, 4.914.218 y 5.133.785.

El aparato comprende además un controlador (no mostrado) para controlar el adsorbedor de oscilación de presión 40. El controlador puede tener una secuencia de instrucciones codificadas que requieren que la corriente de gas residual 44 se retire del adsorbedor de oscilación de presión 40 a una presión de entre 260 kPa y 420 kPa o de entre 315 kPa y 385 kPa, que es una presión mayor que la usada normalmente. La razón por la que la corriente de gas residual normalmente se retira a presiones más bajas es porque la recuperación de hidrógeno sufre cuando se retira el gas residual a presiones más altas. La ventaja de retirar el gas residual a una presión mayor, es decir entre 260 kPa y 420 kPa o entre 315 kPa y 385 kPa, es que se requiere menos potencia para el compresor de aguas abajo (expuesto más adelante). El controlador y la secuencia de la instrucción codificada pueden controlar la presión controlando la potencia al compresor, de modo que afecta a la presión de succión del compresor.

El aparato también comprende un dispositivo mezclador 50 para atenuar la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en la corriente de gas residual 44 a menos de 1 % molar. Dado que el artículo "uno/o" significa "uno o más", cuando se hace referencia al dispositivo mezclador, la amplitud de la concentración molar del uno o más componentes se puede atenuar a menos de 1 % molar en uno o más mezcladores.

Debido a la variación de la composición de los gases en un lecho de adsorción al final de la etapa de adsorción y la afinidad relativa del adsorbente para los diversos componentes, la concentración de los componentes en el gas residual variará con el tiempo durante las fases de despresurización y / o purga del ciclo de PSA.

La amplitud de la concentración de un componente es la diferencia entre un extremo de la concentración del componente durante un ciclo de PSA y la concentración media promediada en el tiempo del componente para un ciclo de PSA. La concentración media promediada en el tiempo se define:

$$\bar{C} = \frac{1}{T} \int_0^T C(t) \cdot dt$$

cuando  $C$  es la concentración media promediada en el tiempo de un componente,  $C(t)$  es la concentración del componente en función del tiempo,  $t$  es la variable tiempo,  $T$  es el tiempo para que el sistema de PSA complete un ciclo.

El dispositivo mezclador puede atenuar la amplitud de la concentración molar del uno o más componentes a menos de 1 % molar. Un experto en la materia puede seleccionar dispositivos mezcladores adecuados. En la patente de Estados Unidos n.º 6.719.007 de Smith, IV et al. se describe un dispositivo mezclador adecuado.

El aparato también comprende un compresor 60 para comprimir la corriente de gas residual desde el adsorbedor de oscilación de presión. El compresor puede incluir un bucle de reciclado, como se conoce en la materia.

El compresor 60 está situado, preferentemente, aguas abajo del dispositivo mezclador 50, sin embargo, el compresor 60 puede estar aguas arriba del dispositivo mezclador 50.

El aparato comprende también una unidad de separación criogénica 100 para recibir la corriente de gas residual después del compresor 60 y después del dispositivo mezclador 50. La unidad de separación criogénica es para separar la corriente de gas residual en la corriente de producto que contiene CO 102, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>, una corriente enriquecida en metano 108 y una corriente intermedia que contiene CO 104 mediante fraccionamiento criogénico en la unidad de separación criogénica 100.

La corriente de producto que contiene CO puede ser una corriente de CO purificada (>99,9 % molar de CO) o un "oxogás" que tiene una relación CO:H<sub>2</sub> deseada. Como se usa en el presente documento, un "oxogás" es una mezcla de CO/H<sub>2</sub>. Por ejemplo, la corriente de producto que contiene CO puede ser un oxogás que tiene una relación CO:H<sub>2</sub> de 1:1 o una relación CO:H<sub>2</sub> de 1:2 o cualquier otra relación deseada dependiendo de los requisitos

del producto aguas abajo usando el oxogás. La corriente de producto que contiene CO puede tener una concentración molar de CO de 30 % molar a 100 % molar.

5 La corriente enriquecida en H<sub>2</sub> 106 tiene una concentración molar de H<sub>2</sub> mayor que la corriente de gas residual introducida en la unidad de separación criogénica 100 a partir de la cual se formó la corriente enriquecida en H<sub>2</sub>. La corriente enriquecida en H<sub>2</sub> puede tener una concentración molar de 60 % molar a 95 % molar de H<sub>2</sub>.

10 El aparato comprende un conducto 107 para reciclar al menos una parte de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> 106 al adsorbedor de oscilación de presión 40. La corriente rica en H<sub>2</sub> se puede introducir con el gas de proceso suministrado al adsorbedor de oscilación de presión. La corriente rica en H<sub>2</sub> puede mezclarse con el gas de proceso en cualquier punto entre la unidad de producción de gas de síntesis y el PSA. Como alternativa, la corriente rica en H<sub>2</sub> se puede introducir por separado en el adsorbedor de oscilación de presión.

15 El reciclado de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> mejora la recuperación global de H<sub>2</sub> del sistema. Esto es particularmente importante cuando la corriente de gas residual 44 se retira del adsorbedor de oscilación de presión a una presión de entre 260 kPa (absoluta) y 420 kPa (absoluta), porque la retirada en este intervalo de presión más alta da como resultado el paso de más hidrógeno al gas residual. La recuperación de H<sub>2</sub> "local" en el PSA se reduce, pero la recuperación global de H<sub>2</sub> mejora debido al reciclaje de la corriente enriquecida con H<sub>2</sub>.

20 La corriente enriquecida en metano 108 tiene una concentración molar de CH<sub>4</sub> mayor que la corriente de gas residual introducida en la unidad de separación criogénica 100 a partir de la cual se formó la corriente enriquecida en metano. La corriente enriquecida en CH<sub>4</sub> puede tener una concentración molar de 45 % molar a 85 % molar de CH<sub>4</sub>.

25 La corriente enriquecida en metano 108 puede utilizarse como combustible en la unidad de producción de gas de síntesis 10, por ejemplo, cuando la unidad de producción de gas de síntesis es un reformador de metano a vapor. El aparato puede comprender además un conducto 109 para transportar al menos una parte de la corriente enriquecida en metano a la unidad de producción de gas de síntesis para su uso como combustible en una reacción de combustión.

30 Adicionalmente o de forma alternativa, la corriente enriquecida en metano 108 puede reciclarse a la unidad de producción de gas de síntesis 10 como alimentación de reactivo 8 para formar el gas de proceso 12. El aparato puede comprender además un conducto 111 y un compresor 110 para transportar al menos una parte de la corriente enriquecida en metano 108 a la unidad de producción de gas de síntesis 10 para su uso como alimentación de reactivo 8 para formar el gas de proceso 12.

35 La corriente intermedia que contiene CO 104 contiene CO y otras especies componentes. La corriente intermedia que contiene CO puede tener una concentración molar de 20 % molar a 60 % molar de CO. La corriente intermedia que contiene CO puede tener una concentración de CO de 20 % molar de CO a 60 % molar de CO y una concentración de metano de 0,5 % molar de metano a 3 % molar de metano.

40 El aparato puede comprender además un conducto 105 para reciclar al menos una parte de la corriente intermedia que contiene CO 104 a una ubicación aguas arriba del compresor 60 y aguas abajo del adsorbedor de oscilación de presión 40. Probablemente, la corriente intermedia que contiene CO 104 estará a una presión menor que la adecuada para introducir en la unidad de separación criogénica y, por tanto, se tiene que comprimir. El reciclado de la corriente que contiene CO de nuevo al gas de proceso significa que el sistema podrá recuperar el CO en la corriente intermedia que contiene CO, mejorando la recuperación global de CO del sistema.

50 En la técnica se conocen unidades y ciclos de separación criogénica adecuados. La unidad de separación criogénica puede incluir un ciclo de lavado e metano y/o un ciclo de condensación parcial. El diseño y el funcionamiento específicos de la unidad de separación criogénica dependerán, por supuesto, de los productos deseados del sistema.

55 El documento US2010-0223952 ilustra un ejemplo de unidad de separación criogénica para separar el gas residual en una corriente de producto que contiene CO, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>, una corriente enriquecida en metano y una corriente intermedia que contiene CO mediante fraccionamiento criogénico. Con referencia a la figura y en la tabla del documento US2010-0223952, las corrientes 11 y 22 pueden considerarse corrientes de producto que contienen CO: siendo la corriente 11 (73 % molar de H<sub>2</sub> y 27 % molar de CO) una corriente de oxogás y la corriente 22 (99 % molar de CO) una corriente de producto de CO esencialmente puro. La corriente 6 (87 % molar de H<sub>2</sub>) puede considerarse como una corriente enriquecida en H<sub>2</sub> y la corriente 27 (55 % molar de CH<sub>4</sub>) puede considerarse como una corriente enriquecida en metano. La corriente 15 (46 % molar de CO) puede considerarse como una corriente intermedia que contiene CO.

65 El aparato puede comprender además un secador 70 conectado operativamente entre el compresor y la unidad de separación criogénica 100 para eliminar cualquier cantidad residual de H<sub>2</sub>O y CO<sub>2</sub> antes de que el gas residual pase a la unidad de separación criogénica 100. El secador 70 puede ser un adsorbedor de oscilación térmica (TSA). La adsorción de oscilación térmica para eliminar H<sub>2</sub>O y CO<sub>2</sub> es un proceso bien conocido. TSE conocen adsorbedores

de oscilación térmica para retirar el H<sub>2</sub>O y el CO<sub>2</sub>, por ejemplo. el documento US 2008/0308769 A1 describe una unidad de desecación, que es un adsorbedor de oscilación térmica.

5 El aparato puede comprender además un vaso de amortiguación conectado operativamente entre el compresor y la unidad de separación criogénica 100 para amortiguar la variación de presión del gas residual antes del pase del gas residual a la unidad de separación criogénica 100. El vaso de amortiguación 90 contiene gas residual a una presión mayor que la del gas de alimentación a la unidad de separación criogénica. El flujo desde el vaso de amortiguación a la unidad de separación criogénica se controla para compensar cualquier flujo necesario cuando la alimentación a la unidad de separación criogénica es baja debido a la variación de presión en el sistema.

10 El aparato puede comprender además un dispositivo mezclador 80 adicional conectado operativamente entre el compresor 60 y la unidad de separación criogénica 100 para amortiguar la variación de presión del gas residual y atenuar adicionalmente la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en el gas residual antes de pasar el gas residual a la unidad de separación criogénica 100. El dispositivo mezclador 80 puede ser del mismo diseño que el dispositivo mezclador 50.

Un proceso para producir una corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> y una corriente de producto que contiene CO a partir de un gas de proceso se describe más adelante con referencia a la figura.

20 El proceso comprende generar el gas de proceso 12 en una unidad de producción 10. El gas de proceso es un gas de síntesis bruto y comprende H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O.

El proceso comprende eliminar el H<sub>2</sub>O del gas de proceso. El H<sub>2</sub>O se puede eliminar en una unidad de eliminación de agua 20 como se ha tratado anteriormente para el aparato.

25 El proceso comprende eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso sin fraccionar criogénicamente el gas de proceso; El CO<sub>2</sub> puede eliminarse, por ejemplo, por sorción y / o separación por membrana. El CO<sub>2</sub> se puede eliminar en una unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> como se ha descrito anteriormente para el aparato. Al menos una parte del CO<sub>2</sub> extraído del gas de proceso puede reciclarse a la unidad de producción 10 como gas de alimentación de reactivo 8 para formar el gas de proceso 12. La cantidad relativa de CO formado en el gas de proceso 12 puede alterarse reciclando el CO<sub>2</sub>.

30 El H<sub>2</sub>O puede retirarse del gas de proceso antes de retirar el CO<sub>2</sub>. Adicionalmente, el H<sub>2</sub>O se puede retirar del gas de proceso durante la etapa de retirada de CO<sub>2</sub> y después de que se retira el CO<sub>2</sub>.

35 El proceso comprende también separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso por adsorción de oscilación de presión en un adsorbedor de oscilación de presión 40, formando de este modo la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> 42 y una corriente de gas residual de adsorbedor de oscilación de presión 4. El H<sub>2</sub> se puede separar en una unidad adsorbedora de oscilación de presión, como se ha tratado anteriormente. El CO<sub>2</sub> puede retirarse, preferentemente, mediante la unidad de retirada de CO<sub>2</sub> antes de separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso mediante adsorción por oscilación de presión.

40 La corriente de gas residual 44 se retira del adsorbedor de oscilación de presión 40 a una presión de entre 260 kPa (absoluta) y 420 kPa (absoluta) o de entre 315 kPa (absoluta) y 385 kPa (absoluta), que es una presión mayor que la usada normalmente. La razón por la que la corriente de gas residual normalmente se retira a presiones menores que 260 Mpa es porque la recuperación de hidrógeno sufre cuando se retira el gas residual a presiones más altas. La ventaja de retirar el gas residual a una presión mayor, es decir entre 260 kPa (absoluta) y 420 kPa (absoluta), es que se requiere menos potencia para el compresor de aguas abajo.

50 La corriente de gas residual 44 se retira teniendo una concentración molar variable en el tiempo de uno o más componentes con una amplitud mayor de 2,5 % molar o mayor de 3 % molar durante un ciclo de adsorción por oscilación de presión. Debido a la variación de la composición de los gases en un lecho de adsorción al final de la etapa de adsorción y la afinidad relativa del adsorbente para los diversos componentes, la concentración de los componentes en el gas residual variará con el tiempo durante las fases de despresurización y / o purga del ciclo de PSA. Por ejemplo, la concentración de H<sub>2</sub> puede variar en aproximadamente ± 3 % molar de la concentración media promediada en el tiempo, la concentración de N<sub>2</sub> puede variar en aproximadamente ± 4 % molar de la concentración media promediada en el tiempo, la concentración de CO puede variar en aproximadamente ± 5 % molar de la concentración media promediada en el tiempo y la concentración de metano puede variar en aproximadamente ± 1,5 % molar de la concentración media promediada en el tiempo. Dado que el H<sub>2</sub>, el N<sub>2</sub> y el CO varían en más de 2,5 % molar, se retiran uno o más componentes (en este caso 3 componentes) que tienen una concentración molar variable en el tiempo con una amplitud mayor de 2,5 % molar durante el ciclo de adsorción por oscilación de presión.

60 El proceso comprende atenuar la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en la corriente de gas residual a menos de 1 % molar en un dispositivo mezclador. El dispositivo mezclador puede ser como se ha descrito anteriormente para el aparato.

65

El proceso comprende comprimir la corriente de gas residual en el compresor 60.

5 La amplitud de la concentración molar del uno o más componentes se puede atenuar antes de comprimir el gas residual o el gas residual se puede comprimir antes de atenuar la amplitud de la concentración molar del uno o más componentes según la preferencia del diseño.

10 El proceso comprende pasar la corriente de gas residual a una unidad de separación criogénica 100 después de las etapas de atenuación y compresión. La unidad de separación criogénica puede ser como se ha descrito anteriormente para el aparato.

15 El proceso comprende separar la corriente de gas residual en la corriente de producto que contiene CO 102, una corriente enriquecida en H<sub>2</sub>, una corriente enriquecida en metano 108 y una corriente intermedia que contiene CO 104 mediante fraccionamiento criogénico en la unidad de separación criogénica 100. La corriente de producto que contiene CO 102, la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> 106, la corriente enriquecida en metano 108 y la corriente intermedia que contiene CO 104 como se ha descrito para el aparato.

20 El proceso comprende introducir al menos una parte de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> 106 en el adsorbedor de oscilación de presión 40. La corriente rica en H<sub>2</sub> se puede introducir con el gas de proceso suministrado al adsorbedor de oscilación de presión. La corriente rica en H<sub>2</sub> puede mezclarse con el gas de proceso en cualquier punto entre la unidad de producción de gas de síntesis y el PSA. Como alternativa, la corriente rica en H<sub>2</sub> se puede introducir por separado en el adsorbedor de oscilación de presión.

25 El reciclado de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> mejora la recuperación de H<sub>2</sub> del sistema. Esto es particularmente importante cuando la corriente de gas residual 44 se retira del adsorbedor de oscilación de presión a una presión de entre 260 kPa y 420 kPa.

30 El proceso puede comprender además introducir al menos una parte de la corriente intermedia que contiene CO 104 aguas arriba del compresor 60 y aguas abajo del adsorbedor de oscilación de presión 40. La corriente intermedia que contiene CO puede introducirse en cualquier punto después del adsorbedor de oscilación de presión 40 y antes del compresor 60. El reciclado de la corriente que contiene CO de nuevo al gas de proceso significa que el sistema podrá recuperar el CO en la corriente intermedia que contiene CO, mejorando la recuperación global de CO del sistema.

35 El proceso puede comprender además introducir por lo menos una parte de la corriente enriquecida en metano 108 en la unidad de producción 10 como combustible, proporcionando de este modo calor para generar el gas de proceso 12. La corriente enriquecida en metano es particularmente adecuada para su uso como combustible en un reformador de metano a vapor.

40 El proceso puede comprender además comprimir y, después, introducir, al menos una parte de la corriente enriquecida en metano 108 en la unidad de producción 10 como alimentación de reactivo 8 para formar el gas de proceso 12.

45 El proceso puede comprender además pasar la corriente de gas residual desde el compresor 60 a un secador para retirar cualquier cantidad residual de H<sub>2</sub>O y el CO<sub>2</sub> antes de pasar el gas residual a la unidad de separación criogénica 100. El secador puede ser como se ha descrito anteriormente para el aparato. El secador puede ser un adsorbedor de oscilación térmica.

50 El proceso puede comprender además pasar al menos una parte de la corriente de gas residual desde el secador 70 a un vaso de amortiguación 90 para amortiguar la variación de presión de la corriente de gas residual antes de pasar la corriente de gas residual a la unidad de separación criogénica 100. El vaso de amortiguación puede ser como se ha descrito anteriormente para el aparato.

55 El proceso puede comprender además pasar al menos una parte de la corriente de gas residual desde el secador 70 al dispositivo mezclador 80, amortiguando de este modo la variación de presión y atenuando además la amplitud de la concentración molar del uno o más componentes en el gas residual antes de pasar la corriente de gas residual a la unidad de separación criogénica 100. El dispositivo mezclador 80 puede ser como se ha descrito anteriormente para el aparato.

60 Aunque la presente invención se ha descrito en referencia a realizaciones o ejemplos específicos, no está limitada a los mismos, sino que se puede cambiar o modificar en cualquiera de otras diversas formas sin desviarse del alcance de la invención, como se define en las reivindicaciones adjuntas. Por supuesto, se apreciará que en el desarrollo de cualquiera de estas realizaciones deben tomarse numerosas decisiones específicas de la implementación para alcanzar los objetivos específicos del desarrollador, tales como el cumplimiento con las restricciones relacionadas con el sistema y relacionadas con el negocio, que variarán de una implementación a otra.

65

## REIVINDICACIONES

1. Un aparato para producir una corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> (42) y una corriente de producto que contiene CO (102) a partir de un gas de proceso (12), comprendiendo el aparato:

- 5 (a) una unidad de producción (10) de gas de síntesis para generar el gas de proceso (12), comprendiendo el gas de proceso H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O;
- (b) una unidad de eliminación de agua (20) para eliminar el H<sub>2</sub>O del gas de proceso;
- 10 (c) una unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> (30) para eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso sin fraccionar criogénicamente el gas de proceso;
- (d) un adsorbedor de oscilación de presión (40) para separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso, formando de este modo la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> (42) y una corriente de gas residual (44);
- (e) un compresor (60) para comprimir la corriente de gas residual;
- 15 (f) una unidad de separación criogénica (100) para recibir la corriente de gas residual después del compresor (60) y después del dispositivo mezclador (50), la unidad de separación criogénica para separar la corriente de gas residual en la corriente de producto que contiene CO (102), una corriente enriquecida en H<sub>2</sub> (106), una corriente enriquecida en metano (108) y una corriente intermedia que contiene CO (104) mediante fraccionamiento criogénico en la unidad de separación criogénica; y
- 20 (g) un conducto (107) para reciclar al menos una parte de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> (106) al adsorbedor de oscilación de presión (40);

**caracterizado por que**

el aparato comprende además:

- 25 (h) un dispositivo mezclador (50) para atenuar la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en la corriente de gas residual a menos de 1 % en moles, donde la amplitud de la concentración molar de un componente es la diferencia entre un extremo de la concentración molar de dicho componente durante un ciclo del adsorbedor de oscilación de presión (40) y la concentración molar media promediada en el tiempo,  $\bar{C}$ , de dicho componente, donde

30

$$\bar{C} = \frac{1}{T} \int_0^T C(t) \cdot dt,$$

cuando

- 35  $C(t)$  es la concentración molar de uno o más componentes en función del tiempo,  
 $t$  es la variable de tiempo, y  
 $T$  es el tiempo para que el adsorbedor de oscilación de presión complete un ciclo; y
- 40 (i) un segundo dispositivo mezclador (80) conectado operativamente entre el compresor (60) y la unidad de separación criogénica (100) para amortiguar la variación de presión del gas residual y atenuar adicionalmente la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en el gas residual antes de que el gas residual se pase a la unidad de separación criogénica.

45 2. El aparato de la reivindicación 1, que comprende además un controlador para controlar el adsorbedor de oscilación de presión (40), teniendo el controlador una secuencia de instrucciones codificadas que requieren que la corriente de gas residual (44) sea retirada del adsorbedor de oscilación de presión (40) a una presión de entre 260 kPa y 420 kPa.

50 3. El aparato de una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además un segundo conducto (105) para reciclar al menos una parte de la corriente intermedia que contiene CO (104) a una ubicación aguas arriba del compresor 60 y aguas abajo del adsorbedor de oscilación de presión (40).

55 4. El aparato de una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además un tercer conducto (109) para transportar al menos una parte de la corriente enriquecida en metano (108) a la unidad de producción de gas de síntesis (10) para su uso como combustible en una reacción de combustión.

60 5. El aparato de una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además un cuarto conducto (111) y un segundo compresor (110) para transportar al menos una parte de la corriente enriquecida en metano (108) a la unidad de producción de gas de síntesis (10) como alimentación de reactivo para formar el gas de proceso (12).

6. El aparato de una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además un secador (70) conectado operativamente entre el compresor (60) y la unidad de separación criogénica (100) para eliminar el H<sub>2</sub>O y

el CO<sub>2</sub> antes de que el gas residual se pase a la unidad de separación criogénica, siendo el secador, por ejemplo, un adsorbedor de oscilación térmica.

5 7. El aparato de una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además un vaso de amortiguación (90) conectado operativamente entre el compresor (60) y la unidad de separación criogénica (100) para amortiguar la variación de presión del gas residual antes de que del gas residual se pase a la unidad de separación criogénica.

10 8. El aparato de una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende además un quinto conducto (33) que conecta operativamente la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> (30) y la unidad de producción de gas de síntesis (10) para transportar al menos una parte del CO<sub>2</sub> retirado de la corriente de proceso en la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> (30) a la unidad de producción de gas de síntesis (8) para su uso como gas de alimentación de reactivo (8) para formar el gas de proceso (12).

15 9. Un proceso para producir una corriente de producto que contiene H<sub>2</sub> (42) y una corriente de producto que contiene CO (102) a partir de un gas de proceso (12), comprendiendo el proceso:

(a) generar el gas de proceso (12) en una unidad de producción (10), comprendiendo el gas de proceso H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O;

20 (b) eliminar el H<sub>2</sub>O del gas de proceso;

(c) eliminar el CO<sub>2</sub> del gas de proceso sin fraccionar criogénicamente el gas de proceso;

(d) separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso mediante adsorción de oscilación de presión en un adsorbedor de oscilación de presión (40), formando de este modo la corriente que contiene producto H<sub>2</sub> (42) y una corriente de gas residual del adsorbedor de oscilación de presión (44), teniendo la retirada de la corriente de gas residual una concentración molar variable en el tiempo de uno o más componentes con una amplitud mayor que 2,5 % molar durante un ciclo del adsorbedor de oscilación de presión;

25 (e) comprimir la corriente de gas residual en un compresor (60);

(f) separar la corriente de gas residual en la corriente de producto que contiene CO (102), una corriente enriquecida en H<sub>2</sub> (106), una corriente enriquecida en metano (108) y una corriente intermedia que contiene CO (104) mediante fraccionamiento criogénico en la unidad de separación criogénica; y

30 (g) introducir al menos una parte de la corriente enriquecida en H<sub>2</sub> (106) en el adsorbedor de oscilación de presión (40);

**caracterizado por que**

35 el proceso comprende además:

(h) retirar la corriente de gas residual del adsorbedor de oscilación de presión a una presión de entre 260 kPa y 420 kPa,

40 (i) atenuar la amplitud de la concentración molar de uno o más componentes en la corriente de gas residual a menos de 1 % en moles en un dispositivo mezclador (50), donde la amplitud de la concentración molar de un componente es la diferencia entre un extremo de la concentración molar de dicho componente durante un ciclo del adsorbedor de oscilación de presión (40) y la concentración molar media promediada en el tiempo,  $\bar{C}$ , de dicho componente, donde

45 
$$\bar{C} = \frac{1}{T} \int_0^T C(t) \cdot dt,$$

cuando

$C(t)$  es la concentración molar de uno o más componentes en función del tiempo,

50  $t$  es la variable de tiempo, y

$T$  es el tiempo para que el adsorbedor de oscilación de presión complete un ciclo;

(j) pasar la corriente de gas residual a la unidad de separación criogénica (100) después de las etapas de atenuar y comprimir; y

55 (k) pasar al menos una parte de la corriente de gas residual a un segundo dispositivo mezclador (80) conectado operativamente entre el compresor (60) y la unidad de separación criogénica (100), amortiguando de este modo la variación de presión y atenuando adicionalmente la amplitud de la concentración molar del uno o más componentes en el gas residual antes de pasar la corriente de gas residual a la unidad de separación criogénica (100).

60 10. El proceso de la reivindicación 9, que comprende además cualquier combinación de (i) a (iii):

(i) introducir al menos una parte de la corriente intermedia que contiene CO (104) aguas arriba del compresor (60) y aguas abajo del adsorbedor de oscilación de presión (40);

(ii) introducir al menos una parte de la corriente enriquecida en metano (108) en la unidad de producción (10) como combustible, proporcionando de este modo calor para generar el gas de proceso (12);

(iii) comprimir y, posteriormente, introducir al menos una parte de la corriente enriquecida en metano (108) en la unidad de producción (10) como una alimentación de reactivo (8) para formar el gas de proceso (12).

- 5
11. El proceso de la reivindicación 9 o 10, que comprende además:
- 10 pasar la corriente de gas residual desde el compresor (60) a un secador (70) para retirar el H<sub>2</sub>O y el CO<sub>2</sub>, preferentemente mediante adsorción de oscilación térmica, antes de pasar el gas residual a la unidad de separación criogénica (100).
12. El proceso de la reivindicación 11, que además comprende al menos uno de (i) a (ii):
- 15 (i) pasar al menos una parte de la corriente de gas residual desde el secador (70) a un vaso de amortiguación (90) para amortiguar la variación de presión de la corriente de gas residual antes de pasar la corriente de gas residual a la unidad de separación criogénica (100);
- (ii) pasar la al menos una parte de la corriente de gas residual desde el secador (70) al segundo dispositivo mezclador (80).
- 20 13. El proceso de una cualquiera de las reivindicaciones 9 a 12, donde el CO<sub>2</sub> se retira mediante una unidad de eliminación de CO<sub>2</sub> (30) antes de separar el H<sub>2</sub> del gas de proceso mediante adsorción por oscilación de presión.
14. El proceso de una cualquiera de las reivindicaciones 9 a 13, que comprende además:
- 25 medir una concentración de N<sub>2</sub> en la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub>; y disminuir el tiempo de ciclo de adsorción de oscilación de presión para disminuir la concentración de N<sub>2</sub> en la corriente de producto que contiene H<sub>2</sub>.

