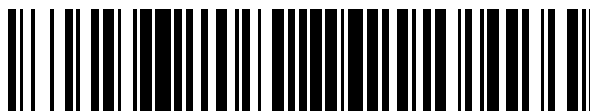


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 547 536**

51 Int. Cl.:

<b>C01B 3/38</b>	(2006.01)	<b>C10K 1/12</b>	(2006.01)
<b>B01J 23/86</b>	(2006.01)	<b>C10K 1/14</b>	(2006.01)
<b>C01B 3/52</b>	(2006.01)	<b>C10K 1/16</b>	(2006.01)
<b>C01B 3/56</b>	(2006.01)	<b>C10K 1/32</b>	(2006.01)
<b>C10K 1/00</b>	(2006.01)	<b>C10K 3/00</b>	(2006.01)
<b>C10J 3/46</b>	(2006.01)	<b>C10K 3/02</b>	(2006.01)
<b>C10J 3/48</b>	(2006.01)	<b>C10K 3/04</b>	(2006.01)
<b>C10K 1/06</b>	(2006.01)		
<b>C10K 1/08</b>	(2006.01)		
<b>C10K 1/10</b>	(2006.01)		

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **27.04.2009 E 09737591 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **15.07.2015 EP 2274404**

54 Título: **Producción y acondicionamiento de gas de síntesis obtenido a partir de una biomasa**

30 Prioridad:

**29.04.2008 US 125837**

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

**07.10.2015**

73 Titular/es:

**ENERKEM, INC. (100.0%)  
1610-1010 Sherbrooke West Postal Box 61  
Montreal, Québec H3A 2R7, CA**

72 Inventor/es:

**CHORNET, ESTEBAN;  
Valsecchi, Boris;  
Drolet, Guillaume;  
Gagnon, Martin y  
Nguyen, Betty**

74 Agente/Representante:

**ISERN JARA, Jorge**

**ES 2 547 536 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**

Producción y acondicionamiento de gas de síntesis obtenido a partir de una biomasa

5 Esta invención se refiere a la producción de gas de síntesis o sintegas a partir de una biomasa, y al acondicionamiento o limpieza de tal gas de síntesis tal y como se requiere para la síntesis de alcoholes o hidrocarburos a partir de tal gas de síntesis. Más en particular, esta invención se refiere a la producción de sintegas a partir de una biomasa mediante la gasificación de la biomasa en condiciones no muy severas para producir sintegas crudo, seguida del acondicionamiento o limpieza del sintegas crudo sometiendo el sintegas crudo a reformado con vapor, eliminación de partículas, refrigeración, lavado, filtración, y adsorción, antes de emplear el gas de síntesis en la síntesis de alcoholes o hidrocarburos.

15 El gas de síntesis, o sintegas, incluye monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H<sub>2</sub>), con pequeñas cantidades de dióxido de carbono e hidrocarburos residuales, y tiene una diversidad de usos. El gas de síntesis se puede usar como gas combustible en plantas de gas y calderas de vapor, o el gas de síntesis se puede usar para producir otros materiales deseados, tales como el metanol.

20 El gas de síntesis se puede producir mediante gasificación de materiales de biomasa residuales, tales como residuos forestales, residuos agrícolas, materiales estructurales de madera usados, y biomasa urbana, tal como los residuos sólidos urbanos. La gasificación de la biomasa proporciona un gas de síntesis crudo que incluye impurezas tales como amoníaco (NH<sub>3</sub>), azufre (en forma de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) y sulfuro de carbonilo (COS)), cloro (en forma de HCl), metales volátiles, alquitranes, finos (en forma de partículas submicrométricas que contienen metales y sales metálicas), y carbonizado (particulados sólidos típicamente de más de 0,001 mm y que contienen metales y sales metálicas). Tales impurezas, sin embargo, limitan la capacidad del gas de síntesis para ser usado como combustible o para ser empleado en la síntesis de otros materiales útiles.

25 Por ejemplo, cuando se usa el gas de síntesis para producir metanol, el gas de síntesis se hace reaccionar a presión en presencia de un catalizador. Las impurezas en un gas de síntesis crudo producido como resultado de la gasificación de la biomasa pueden envenenar o desactivar el catalizador.

30 Se han elaborado diversos métodos para la producción de gas de síntesis crudo a partir de una biomasa, y posterior limpieza o acondicionamiento del gas de síntesis crudo. La patente alemana N° 4317319 divulga la gasificación de la biomasa en forma de materias primas granulares trituradas en dos unidades de gasificación de lecho fijo de alta presión a temperaturas de hasta 1200 °C. Se introdujeron también oxígeno, vapor de agua, y gas dióxido de carbono bruto (CO<sub>2</sub>) en las unidades de gasificación de lecho fijo. El gas de síntesis crudo producido en las unidades de gasificación de lecho fijo se lava y se enfría con agua y después se enfría adicionalmente con el uso de intercambiadores de calor indirectos. A partir de estas etapas, diversos componentes orgánicos se eliminan de la corriente de gas, tales como el fenol y los alquitranes. Estos se pueden reciclar y devolver al gasificador de lecho fijo o alimentar al gasificador de flujo arrastrado descrito más adelante. La corriente de gas, sin fenol y sin alquitranes, se envía a continuación a una etapa combinada del proceso de lavado y enfriamiento en dos fases, en la que se usan mezclas de agua y metanol para reducir la temperatura del gas hasta -25 °C y para eliminar el amoníaco, el cianuro de hidrógeno, y compuestos fenólicos residuales. Los hidrocarburos, algunos de los cuales pueden estar halogenados, también se eliminan. Los compuestos ricos en hidrocarburos recuperados de la mezcla de metanol se pueden enviar entonces a la unidad de gasificación de flujo arrastrado, mientras la corriente de gas que sale de la unidad de lavado de baja temperatura se seca antes de seguir hasta una unidad de hidrólisis del sulfuro de carbonilo (COS). En esa parte del proceso, el COS en el gas de síntesis se hace reaccionar con vapor para formar sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) y CO<sub>2</sub>. El H<sub>2</sub>S se elimina entonces de la corriente de gas en una etapa del proceso de lavado selectivo del H<sub>2</sub>S. El gas de síntesis acondicionado se usa como combustible en una planta eléctrica de gas y vapor. La corriente rica en H<sub>2</sub>S que sale del proceso de lavado selectivo del H<sub>2</sub>S se envía a un proceso de recuperación de azufre que producirá azufre puro y una corriente de CO<sub>2</sub> bruto. El CO<sub>2</sub> bruto se somete después a etapas de purificación adicionales antes de comprimirlo y/o licuarlo para fabricar gas CO<sub>2</sub> de alta pureza.

55 Se usan fracciones de la biomasa, tales como los alquitranes y los fenoles, con los finos presentes en la carga de alimentación como materia prima para una unidad de gasificación de flujo arrastrado de alta presión a temperaturas que alcanzan 1400 °C. El gas de síntesis crudo procedente de las unidades de gasificación de lecho fijo también se pueden introducir y convertir en el gasificador de flujo arrastrado. La corriente de gas de síntesis crudo que sale del gasificador de flujo arrastrado se somete al lavado del hollín. La corriente de gas se divide entonces en dos corrientes paralelas, una de las cuales se alimenta a una unidad de hidrólisis del COS y la otra se alimenta a una unidad de conversión de monóxido de carbono (CO). La distribución de la corriente de gas de síntesis entre estas dos unidades de proceso se efectúa para conseguir una relación deseada del hidrógeno con respecto al monóxido de carbono (H<sub>2</sub>/CO) del gas, que se va a usar para una planta de síntesis de metanol. Ambas corrientes de gas se mezclan a continuación y se envían a una fase de enfriamiento antes de alimentar el gas a un proceso de lavado de gas de muy baja temperatura, que usa metanol para reducir de forma significativa las concentraciones de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en el gas de síntesis. Mediante etapas de regeneración del disolvente, el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> se eliminan del metanol y se envían después a las mismas etapas de purificación y/o recuperación del azufre tal y como se describe para el proceso de acondicionamiento del gas de síntesis de gasificación en lecho fijo. El gas de síntesis lavado se alimenta

a una planta de síntesis de metanol.

La patente alemana N° 1003150 divulga la gasificación de la biomasa en tres unidades de gasificación, dos de las cuales son del tipo de lecho fijo y la tercera es del tipo de flujo arrastrado. El gas de síntesis, que sale de las unidades de gasificación de lecho fijo, es rico en CO<sub>2</sub>. El gas de síntesis rico en CO<sub>2</sub> es refrigerado y enfriado. El gas de síntesis de la unidad de gasificación de flujo arrastrado se lava para eliminar el hollín antes de que parte del gas de síntesis rico en CO<sub>2</sub> se añada para proporcionar la relación H<sub>2</sub>/CO deseada para la planta de síntesis de metanol. El gas de síntesis recombinado se envía a una fase de conversión del CO y una fase de enfriamiento antes de ser enfriado. Todas las corrientes de gas de síntesis se envían seguidamente a un lavado de muy baja temperatura para purificar el gas de síntesis adicionalmente, el cual se alimenta después a la planta de síntesis de metanol. El resto del gas se envía a una planta eléctrica de gas y vapor, o bien se quema en una caldera después de su mezclado con gas natural y/o gas de síntesis crudo.

Los procesos que se describen en las patentes alemanas anteriormente mencionadas se efectúan en condiciones muy severas, e incurrir en altos costes de operación y de capital.

El documento EP 1 207 132 A1 se dirige a un proceso para la producción de hidrógeno mediante gasificación de material combustible.

La presente invención proporciona un método eficaz para la producción de gas de síntesis crudo a partir de una biomasa, y la limpieza y el acondicionamiento del gas de síntesis crudo de acuerdo con la reivindicación 1 de modo que el gas de síntesis se puede usar como combustible, o en la síntesis de otros productos útiles, tales como el metanol.

De acuerdo con la presente invención, se proporciona un método de tratamiento del gas de síntesis. El método comprende refrigerar un gas de síntesis crudo, lavar el gas de síntesis crudo refrigerado, y someter el gas de síntesis lavado a, al menos, una etapa de adsorción para proporcionar un gas de síntesis limpio.

Tal y como se ha indicado anteriormente en el presente documento, la presente invención se puede aplicar en particular a la limpieza o el acondicionamiento de un gas de síntesis crudo producido como resultado de la gasificación de una biomasa o de un material rico en biomasa. Por tanto, de acuerdo con otro aspecto de la presente invención, se proporciona un método para la producción y el tratamiento de gas de síntesis, o sintegas. El método comprende la gasificación de un material rico en biomasa en un gasificador para producir un gas de síntesis crudo. El gas de síntesis crudo se somete después a la eliminación de particulados mediante, al menos, un ciclón, la recuperación del calor y la refrigeración. Tras la refrigeración, el gas de síntesis crudo se lava. El gas de síntesis lavado se somete a una etapa de adsorción o filtración para proporcionar un gas de síntesis limpio. De acuerdo con la invención, el gasificador contiene un lecho fluidizado, y la gasificación se efectúa a una temperatura que no supera los 750 °C.

Los materiales ricos en biomasa que se pueden gasificar de acuerdo con la presente invención incluyen, si bien no se limitan a los mismos, materiales ricos en biomasa homogéneos, materiales ricos en biomasa no homogéneos, materiales ricos en biomasa heterogéneos, y biomasa urbana.

En general, los materiales ricos en biomasa homogéneos son materiales ricos en biomasa que provienen de una única fuente. Tales materiales incluyen, si bien no se limitan a los mismos, materiales procedentes de árboles coníferos o árboles caducifolios de una única especie, materiales agrícolas procedentes de una planta de una única especie, tales como heno, maíz, o trigo, por ejemplo, lodos primarios de pulpa de madera, y virutas de madera.

Los materiales ricos en biomasa no homogéneos en general son materiales que se obtienen de plantas de más de una especie. Tales materiales incluyen, si bien no se limitan a los mismos, residuos forestales de especies mezcladas, y residuos de árboles de especies mezcladas obtenidos de operaciones de descortezado o de operaciones de aserrado.

Los materiales ricos en biomasa heterogéneos en general son materiales que incluyen materiales de biomasa y materiales no de biomasa tales como plásticos, metales, y/o contaminantes tales como azufre, halógenos, o nitrógeno no de biomasa contenido en compuestos tales como sales inorgánicas o compuestos orgánicos. Ejemplos de tales materiales ricos en biomasa heterogéneos incluyen, si bien no se limitan a los mismos, la biomasa urbana tal como los residuos sólidos urbanos, tal como un combustible derivado de residuos, un combustible sólido recuperado, un lodo de aguas residuales, postes de transmisión de electricidad usados y traviesas de ferrocarril, que se pueden tratar con creosota, pentaclorofenol, o arseniato de cromo y cobre, y madera procedente de operaciones de construcción y demolición que puede contener uno de los compuestos químicos anteriores así como pinturas y resinas.

En una realización no limitante, el material rico en biomasa incluye además un material capaz de reaccionar con cloro y/o azufre, por medio del cual tal material reacciona con contaminantes de cloro y/o azufre contenidos en el gas de síntesis crudo, producido como resultado de la gasificación del material rico en biomasa, y produce sales estables. Tales materiales incluyen, si bien no se limitan a los mismos, óxido de calcio e hidróxido de calcio, óxido de

magnesio, hidróxido de magnesio, y silicatos que contienen magnesio tales como el olivino.

En general, la gasificación del material rico en biomasa se efectúa en condiciones no muy severas, es decir, a una temperatura que no supera los 750 °C y a una presión absoluta que no supera los 1,01 MPa.

5 En una realización no limitante, el material rico en biomasa se gasifica a una temperatura que no supera los 725 °C. En otra realización no limitante, el material rico en biomasa se gasifica a una temperatura que no supera los 700 °C.

10 En una realización no limitante, el material rico en biomasa se gasifica a una presión que no supera los 0,3 MPa. En otra realización no limitante, el material rico en biomasa se gasifica a una presión que no supera los 0,15 MPa.

En una realización no limitante, el material rico en biomasa se gasifica en el gasificador en presencia de, al menos, un agente de gasificación, que sirve también como agente de fluidización.

15 En otra realización no limitante, el, al menos, un agente de gasificación incluye, al menos, un agente oxidante, que reacciona con una porción del material rico en biomasa. Tales agentes oxidantes incluyen, si bien no se limitan a los mismos, el oxígeno o el aire enriquecido con oxígeno, por ejemplo, por medio del cual el material rico en biomasa es oxidado parcialmente.

20 En otra realización no limitante, el gas de fluidización incluye además vapor y/o CO<sub>2</sub>. En otra realización no limitante adicional, el gas de fluidización está esencialmente libre de nitrógeno. En otra realización no limitante adicional, el contenido de oxígeno del gas fluidizante no supera el 28 % en volumen. En otra realización no limitante, el contenido de oxígeno del gas fluidizante no supera el 21 % en volumen.

25 El gasificador incluye un lecho fluidizado que emplea un material de lecho fluidizado apropiado. Tales materiales incluyen, si bien no se limitan a los mismos, la alúmina, el olivino, la antracita, el coque de petróleo desulfurado, y en general, cualquier otro material refractario que sea estable a las temperaturas mencionadas anteriormente.

30 De acuerdo con la invención, antes de la refrigeración del sintegas crudo que es producido como resultado de la gasificación del material rico en biomasa, el sintegas crudo se somete a un reformado con vapor, en el que el alquitrán y los finos de carbón pirolítico del sintegas crudo se convierten mediante oxidación controlada en intermedios, y los intermedios se someten a un reformado con vapor, convirtiendo de este modo los intermedios en CO y H<sub>2</sub>.

35 De acuerdo con la invención, el gasificador incluye una sección de lecho fluidizado, y una sección de espacio abierto, y la conversión del alquitrán y los finos de carbón pirolítico mediante oxidación controlada en intermedios y el reformado con vapor de los intermedios se efectúan en la sección de espacio abierto del gasificador.

40 De acuerdo con la invención, el reformado con vapor se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 750 °C hasta aproximadamente 1000 °C. En otra realización no limitante, el reformado con vapor se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 750 °C hasta aproximadamente 850 °C.

45 En otra realización no limitante, el reformado con vapor se efectúa en presencia de un catalizador. Los catalizadores que se pueden emplear incluyen Ni·Cr/MgO·La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y cualquier otro catalizador de reformado comercial basado en níquel.

50 En una realización no limitante, el catalizador del reformado con vapor es Ni·Cr/MgO·La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. En otra realización no limitante, el catalizador comprende un 15 % de Ni, un 10 % de MgO, un 5 % de Cr, un 65 % de La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, y un 5 % de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Tal catalizador se describe con más detalle en la patente de Estados Unidos N° 5.679.614.

55 De acuerdo con la invención, antes de la refrigeración del gas de síntesis crudo, el gas de síntesis crudo se somete a un reformado térmico, convirtiendo de este modo los hidrocarburos ligeros presentes en el gas de síntesis crudo en CO y H<sub>2</sub>. El reformado térmico se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 900 °C hasta aproximadamente 1.200 °C. En otra realización no limitante, el reformado térmico se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 1.000 °C hasta aproximadamente 1.100 °C.

60 En otra realización no limitante, el reformado térmico se efectúa mediante la adición de un gas oxidante a fin de elevar la temperatura del gas de síntesis crudo. Tales gases oxidantes incluyen, si bien no se limitan a los mismos, oxígeno, aire enriquecido con oxígeno y aire. En otra realización no limitante, el gas oxidante incluye además vapor y/o CO<sub>2</sub>. En otra realización adicional no limitante, el gas oxidante está esencialmente libre de nitrógeno.

65 En otra realización no limitante, antes de la refrigeración del gas de síntesis crudo, el carbonizado, que consiste en partículas sólidas inertes recubiertas con carbono que tienen un diámetro superior a 10 micrómetros y que está presente inicialmente en la materia prima, se elimina del gas de síntesis crudo. Tal eliminación de partículas sólidas, en una realización no limitante, se puede efectuar haciendo pasar el gas de síntesis crudo a través de uno o más ciclones.

En una realización no limitante, el material rico en biomasa se gasifica en la sección de lecho fluido del gasificador en las condiciones descritas anteriormente en el presente documento para producir un gas de síntesis crudo. El gas de síntesis crudo se somete después a una oxidación controlada para convertir el alquitrán y los finos de carbón pirolítico en intermedios, seguida del reformado con vapor de tales intermedios en condiciones como las descritas anteriormente en el presente documento. Tal oxidación controlada y tal reformado con vapor se pueden realizar en la sección de espacio abierto del gasificador, o en un recipiente separado.

Posteriormente al reformado con vapor, el gas de síntesis crudo se hace pasar a través de uno o más ciclones para eliminar del mismo las partículas que tienen un diámetro superior a 10 micrómetros, conocidas también como carbonizado. Posteriormente a la eliminación del carbonizado del gas de síntesis crudo, el gas de síntesis crudo se somete a refrigeración.

En una realización no limitante, la refrigeración del gas de síntesis crudo comprende poner en contacto el gas de síntesis crudo con agua alcalina, enfriando de este modo el gas de síntesis crudo y eliminando los materiales condensables y los alquitranes y los materiales sólidos finos del mismo. En una realización no limitante, el gas de síntesis crudo se somete a una etapa inicial de enfriamiento antes de poner en contacto el gas de síntesis crudo con el agua alcalina. Tal etapa inicial de enfriamiento se efectúa en una unidad de recuperación de calor o de intercambio de calor, en la que el gas de síntesis crudo se enfría mediante un aceite de transferencia de calor frío, por medio del cual el gas de síntesis crudo se enfría mediante la transferencia del calor del gas de síntesis crudo al aceite de transferencia. Posteriormente a tal transferencia de calor, el gas de síntesis crudo se enfría adicionalmente mediante la refrigeración del gas de síntesis crudo con el agua alcalina.

Posteriormente a la refrigeración, el gas de síntesis crudo se lava. Tal lavado que se lleva a cabo también con la misma agua alcalina en la torre de refrigeración, elimina adicionalmente contaminantes tales como H<sub>2</sub>S residual, HCl, y alquitranes así como partículas finas de carbonizado. En una realización no limitante, el lavado se efectúa a una temperatura de entrada del gas de desde aproximadamente 150 °C hasta aproximadamente 350 °C y una temperatura de salida del gas de desde aproximadamente 30 °C hasta aproximadamente 90 °C. En otra realización no limitante, la temperatura de salida es desde aproximadamente 30 °C hasta aproximadamente 70 °C. En otra realización no limitante, tal lavado comprende hacer pasar el gas de síntesis refrigerado a través de una torre de lavado Venturi y un separador de nieblas. En la torre de lavado Venturi, el gas de síntesis crudo se pone en contacto con la misma agua alcalina que la usada en la torre de refrigeración para eliminar contaminantes tales como metales, H<sub>2</sub>S, y HCl, así como alquitranes residuales y partículas finas de carbonizado. El gas de síntesis crudo se hace pasar después al separador de nieblas para una eliminación adicional de partículas finas y de la niebla producida en la torre de lavado Venturi. El separador de nieblas se humedece mediante la misma agua alcalina de lavado usada en la torre de lavado Venturi. En una realización no limitante, los alquitranes, las partículas finas, el agua, y la niebla procedente de la torre de refrigeración, la torre de lavado, y el separador de nieblas se envían a un tambor separador. Los alquitranes y las partículas finas se separan del agua mediante el uso de aire disuelto, flotación o centrífugas, y la fase sobrenadante recuperada que contienen los alquitranes y las partículas finas se emulsiona después, usando un sistema de recirculación de flujo equipado con una boquilla de homogeneización. La emulsión resultante se envía a un depósito agitado y desde el depósito, se recicla al gasificador. El agua procedente de las unidades de centrífugas o de flotación por aire es reciclada al refrigerador.

Después del lavado alcalino del gas de síntesis crudo, el gas de síntesis crudo, en una realización no limitante, se somete a un segundo tratamiento de lavado en un absorbedor en presencia de agua neutra o ligeramente ácida.

Tal etapa de adsorción se efectúa, en una realización no limitante, en una columna de adsorción que está empacitada con un material absorbente, el cual, en una realización no limitante, comprende cualquier material de empacitado de alta porosidad (es decir, > 70 %) conocido. Tales materiales incluyen, si bien no se limitan a los mismos, cerámicas, y polímeros metálicos u orgánicos. El material de empacitado puede estar en forma de anillos de Raschig, o sillas de montar, o el material de empacitado puede tener una configuración de panel u otra configuración aceptable.

A medida que se hace pasar el gas de síntesis a través de la columna de adsorción, se pone en contacto con agua neutra o ligeramente ácida, con un pH de desde aproximadamente 4 hasta aproximadamente 7. En una realización no limitante, el agua neutra o ligeramente ácida se hace pasar a través de la columna de adsorción en una dirección a contracorriente de la dirección de flujo del gas de síntesis a través de la columna de adsorción. A medida que se hace pasar el gas de síntesis a través de la columna de adsorción y se pone en contacto con el agua neutra o ligeramente ácida, se eliminan el amoníaco, alquitranes traza, finos residuales, e impurezas traza tales como H<sub>2</sub>S, cloro, y metales: El agua que contiene amoníaco se envía a un tambor separador, en el que la flotación por aire produce la separación de los alquitranes y los finos del agua. Los alquitranes y los finos se emulsionan, y el pH de la emulsión se ajusta antes de ser reciclada al gasificador, junto con la emulsión preparada a partir de los alquitranes y los finos eliminados de la torre de lavado. El amoníaco se separa después del agua mediante arrastre de vapor. Tal arrastre de vapor, en una realización no limitante, se efectúa a una temperatura de más de 100 °C y a una presión de desde aproximadamente 0,1 MPa hasta aproximadamente 0,3 MPa. El amoníaco entonces se puede recuperar y purificar, o se puede reciclar al gasificador para una posterior conversión a N<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

Opcionalmente, en otra realización no limitante, antes de someterlo a la adsorción y la filtración, el gas de síntesis lavado se somete a deshumidificación haciendo pasar el gas de síntesis lavado a través de un material deshumidificante. En una realización no limitante, el material deshumidificante comprende, al menos, un material desecante sin azufre que incluye, si bien no se limita a los mismos, la alúmina, la sílice, zeolitas, el sulfato de calcio, el óxido de calcio, y el óxido de magnesio.

En otra realización no limitante, el, al menos, un material deshumidificante está en forma de un lecho de adsorción reactivo, contenido en un recipiente separado.

En otra realización no limitante, el gas de síntesis, independientemente de si tal gas de síntesis ha sido sometido a deshumidificación tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento, se precalienta hasta aproximadamente 400 °C y se hace pasar a través de un lecho de adsorción reactivo de óxido de calcio u óxido de calcio/óxido de magnesio para eliminar trazas de cloro que, en forma de HCl, pueden permanecer tras el lavado. En una realización no limitante, el lecho de adsorción reactivo de óxido de calcio u óxido de calcio/óxido de magnesio tiene una porosidad de más del 40 %.

La eliminación de cualquier traza de azufre se lleva a cabo calentando el gas hasta 300 °C-400 °C y después haciendo pasar el gas a través de un lecho de filtración de óxido de cinc.

En una alternativa, el gas de síntesis tratado, después de someterlo a las etapas anteriores se somete a un reformado catalítico a fin de convertir los hidrocarburos ligeros presentes en el gas de síntesis en CO y H<sub>2</sub>. Tal reformado catalítico es una alternativa al reformado térmico del gas de síntesis crudo del método reivindicado antes de la refrigeración del gas de síntesis crudo. Por tanto, el material rico en biomasa se puede gasificar tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento. A continuación, el gas de síntesis crudo se puede someter a una oxidación controlada y un reformado con vapor tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento, y las partículas de carbonizado se pueden eliminar después. El gas de síntesis crudo se somete seguidamente a las etapas de refrigeración, lavado, y adsorción tal y como se ha descrito previamente en el presente documento, y se somete a continuación al reformado catalítico para convertir los hidrocarburos ligeros en CO y H<sub>2</sub>.

El reformado catalítico se puede efectuar en un lecho fluidizado catalítico o bien un lecho fijo catalítico, o en un reactor de flujo catalítico multitubular, que puede ir precedido, tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento, por un lecho de protección de filtración que consiste en un material adecuado tal como, por ejemplo, microgránulos de óxido de cinc o material granular de óxido de cinc. Tal lecho de protección se opera en condiciones tales que el azufre del gas reacciona fácilmente con el óxido de cinc, formando una sal sulfuro estable. Los catalizadores adecuados incluyen, si bien no se limitan a los mismos, Ni-Cr/MgO·La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> o cualquier catalizador de reformado comercial basado en níquel soportado sobre un soporte fluidizable de alúmina u olivino. El reformado catalítico se puede efectuar a una temperatura de desde aproximadamente 750 °C hasta aproximadamente 900 °C. El reformado catalítico se puede efectuar a una temperatura de desde aproximadamente 750 °C hasta aproximadamente 800 °C.

El reformado catalítico se puede efectuar a una presión de desde aproximadamente 0,1 MPa hasta aproximadamente 1,01 MPa. El reformado catalítico se puede efectuar a una presión de desde aproximadamente 0,1 MPa hasta aproximadamente 0,3 MPa.

En otra realización no limitante, posteriormente a someter el gas de síntesis crudo, a las etapas de refrigeración, lavado, y adsorción y filtración mencionadas previamente en el presente documento, el gas de síntesis se somete a compresión antes de acondicionarlo adicionalmente para eliminar cualquier humedad residual, CO<sub>2</sub>, y carbonilos metálicos del mismo. En una realización no limitante, el gas de síntesis se comprime de modo que el contenido de CO<sub>2</sub> del gas de síntesis comprimido no supere el 5 % en volumen. En otra realización no limitante, el gas de síntesis se comprime a una presión de aproximadamente 0,5 MPa hasta aproximadamente 7 MPa. En otra realización no limitante, el sintegas se comprime a una presión de desde aproximadamente 0,5 MPa hasta aproximadamente 1 MPa. Los carbonilos metálicos se eliminan después usando lechos de protección reactivos a base de carbono adecuados.

La eliminación del CO<sub>2</sub> se puede complementar usando procesos basados en aminas o bien usando metanol frío. Ambos planteamientos reducen también los niveles de humedad a cantidades traza.

El gas de síntesis reformado y limpio que resulta se somete después a un posterior procesado y conversión en otros productos útiles.

Por ejemplo, el gas de síntesis limpio se puede hacer reaccionar en presencia de un catalizador para producir metanol. En otra realización no limitante, el gas de síntesis se comprime y se burbujea después a través de una columna que contiene el catalizador en forma de polvo o partículas dispersado en un aceite inerte, por medio del cual los contaminantes traza del gas de síntesis se dispersan en el aceite.

En otra realización no limitante, el gas de síntesis se comprime a una presión de desde aproximadamente 0,5 MPa hasta aproximadamente 10,1 MPa. En otra realización adicional no limitante, el gas de síntesis limpio se comprime a una presión de desde aproximadamente 0,5 MPa hasta aproximadamente 6,6 MPa. En una realización adicional, el gas de síntesis se comprime a una presión de aproximadamente 6,1 MPa.

5 En otra realización no limitante, la conversión del gas de síntesis en metanol se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 220 °C hasta aproximadamente 320 °C

10 En otra realización adicional no limitante, la conversión del gas de síntesis en metanol se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 220 °C hasta aproximadamente 250 °C.

Tal y como se ha indicado anteriormente en el presente documento, el catalizador está en forma de un polvo, que incluye partículas que, en una realización no limitante, tienen un tamaño de partícula que no supera los 800 micrómetros. En otra realización no limitante, el catalizador tiene un tamaño de partícula que no supera los 500 micrómetros.

15 Ejemplos de catalizadores que se pueden emplear incluyen, si bien no se limitan a los mismos, CuO/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Cu/ZnO/Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, y Cu/ZrO<sub>2</sub> dopados o no dopados. Ejemplos de dopantes de catalizador incluyen, si bien no se limitan a los mismos, metales alcalinos tales como el cesio, el potasio, el sodio y el litio.

20 Tal y como se ha mencionado previamente en el presente documento, las partículas de catalizador se dispersan en un aceite inerte. En una realización no limitante, el aceite inerte es un aceite mineral. Un ejemplo de un aceite mineral que se pueden emplear es el aceite mineral Drakeol® 9, un producto de Penreco.

25 La invención se describirá ahora con respecto al dibujo, en el que:

La Figura 1 es una representación esquemática de una realización de la presente invención en el que un material de biomasa se gasifica para producir un gas de síntesis crudo, el cual se limpia sometiendo el gas de síntesis crudo a las etapas de refrigeración, lavado, y adsorción y filtración, seguidas de la compresión del gas de síntesis para eliminar impurezas traza.

Haciendo referencia ahora al dibujo, se hace pasar un material rico en biomasa desde una cinta transportadora (1) a través de válvulas rotatorias (2a, 2b) a un tornillo de alimentación (3). El material rico en biomasa puede incluir un material añadido tal como óxido de calcio o hidróxido de calcio, que es capaz de reaccionar con los contaminantes de cloro y azufre contenidos en el gas de síntesis crudo producido como resultado de la gasificación del material rico en biomasa, produciendo de este modo sales estables. Los agentes de gasificación o de oxidación, tales como el aire, el aire enriquecido con oxígeno, el oxígeno, el vapor, y/o el CO<sub>2</sub>, se hacen pasar al tornillo de alimentación (3) desde el conducto (4). El tornillo de alimentación (3) pasa el material rico en biomasa y los agentes de gasificación o de oxidación a la sección de lecho fluidizado (7b) del gasificador (7). En la sección de lecho fluidizado (7b) del gasificador (7), el material rico en biomasa se pone en contacto con una cantidad adicional de los agentes de gasificación o de oxidación, tales como el aire, el aire enriquecido con oxígeno, el oxígeno, el vapor, y/o el CO<sub>2</sub>, que se hacen pasar a la sección de lecho fluidizado (7b) del gasificador (7) a través del conducto (5).

La sección de lecho fluidizado (7b) del gasificador (7) incluye un material de lecho fluidizado apropiado, tal como la alúmina, el olivino, la antracita, el coque de petróleo desulfurado, u otros materiales refractarios.

La gasificación del material rico en biomasa se efectúa en la sección de lecho fluidizado (7b) del gasificador (7) en condiciones no muy severas. La gasificación del material rico en biomasa se efectúa a una temperatura que no supera los 750 °C, y una presión que no supera los 1,01 MPa. Como resultado de dicha gasificación, se produce un gas de síntesis crudo que contiene, además de CO y H<sub>2</sub>, hidrocarburos ligeros e impurezas tales como alquitranes, finos de carbón pirolítico, carbonizado (inorgánicos recubiertos de carbono presentes en la carga de alimentación) y otros residuos sólidos, y amoníaco.

Los residuos sólidos que no pueden ser procesados posteriormente se hacen pasar a través del conducto (8) y las válvulas (9a) y (9b) a un tambor (10). El gas de síntesis crudo remanente se somete después a una oxidación controlada en la sección de espacio abierto (7a) del gasificador (7) en presencia de agentes oxidantes, tales como los descritos anteriormente en el presente documento, que se hacen pasar a la sección de espacio abierto (7a) del gasificador (7) a través del conducto (6). Tal oxidación controlada se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 750 °C hasta aproximadamente 900 °C, y una presión de desde aproximadamente 0,15 MPa hasta aproximadamente 1,01 MPa y convierte posteriormente el alquitrán y los finos pirolíticos en productos intermedios, los cuales se convierten después en CO y H<sub>2</sub> mediante reformado con vapor. Tal reformado con vapor se puede realizar en la sección de espacio abierto (7a) del gasificador (7), para lo cual se introduce vapor en la sección de espacio abierto (7a) del gasificador (7) a través del conducto (6). El reformado con vapor se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 750 °C hasta aproximadamente 900 °C, y una presión de desde aproximadamente 0,15 MPa hasta aproximadamente 1,01 MPa. De modo alternativo, la conversión del alquitrán y los finos de carbón pirolítico en intermedios, y el reformado con vapor de tales intermedios, por medio del cual tales

intermedios se convierten en CO y H<sub>2</sub>, se pueden realizar en un recipiente de reacción separado (no mostrado).

5 El gas de síntesis crudo se hace pasar a continuación desde la sección de espacio abierto (7a) del gasificador (7) a través del conducto (11) al ciclón (12). En el ciclón (12), las partículas sólidas que tienen un diámetro superior a 10 micrómetros, conocidas como carbonizado, se separan del gas de síntesis crudo, se hacen pasar a través del conducto (13), y las válvulas (14a) y (14b), y se recogen en un tambor (15). De modo alternativo, el gas de síntesis crudo se hace pasar a través de dos o más ciclones conectados en serie (no mostrados), y el carbonizado se recoge en uno o más tambores. El gas de síntesis crudo sale del ciclón (12) a través del conducto (16), y se hace pasar al reformador térmico (18), en el que los hidrocarburos presentes en el gas de síntesis crudo se convierten en CO y H<sub>2</sub>.  
10 En el reformador térmico (18), el gas de síntesis crudo se pone en contacto con agentes de gasificación tales como los descritos anteriormente en el presente documento, que se introducen en el reformador térmico (18) desde el conducto (17). El reformado térmico se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 900 °C hasta aproximadamente 1200 °C, y una presión de desde aproximadamente 0,15 MPa hasta aproximadamente 1,01 MPa.

15 Si el gas de síntesis se somete a un reformado térmico a temperaturas que superan los 900 °C, se inyecta agua reciclada en la corriente de salida (19) del reformador (18) para disminuir la temperatura del gas de síntesis a temperaturas entre 800 °C y 900 °C antes de entrar en la unidad de recuperación de calor (20).

20 De modo alternativo, el gas de síntesis crudo en el conducto (19) se hace pasar directamente a la unidad de recuperación de calor (20), y el reformado catalítico de los hidrocarburos ligeros se efectúa en el reformador catalítico (37), que se describe en el presente documento más adelante.

25 En la unidad de recuperación de calor (20), el gas de síntesis se enfría mediante un aceite de transferencia de calor frío, el cual pasa a través de la unidad de recuperación de calor (20) por el conducto (21), y sale de la unidad de recuperación de calor (20) en forma de un aceite de transferencia de calor caliente. El aceite de transferencia de calor se puede hacer pasar a través de la unidad de recuperación de calor (20) en un modo paralelo, o en un modo a contracorriente con respecto a la dirección de flujo del gas de síntesis a través de la unidad de recuperación de calor (20). El gas de síntesis enfría hasta una temperatura desde aproximadamente 150 °C hasta aproximadamente 350 °C. El gas de síntesis sale de la unidad de recuperación de calor (20) a través del conducto (22) y entra en la  
30 torre de refrigeración (23).

35 En la torre de refrigeración (23), el gas de síntesis crudo se pone en contacto con agua alcalina procedente de los conductos (67a), (67b), (67c), y (67d), por medio de la cual el gas de síntesis crudo se somete a un enfriamiento adicional, es decir, hasta una temperatura de desde aproximadamente 60 °C hasta aproximadamente 100 °C. El agua alcalina refrigera el gas de síntesis crudo, y elimina alquitranes, partículas finas, y otros contaminantes solubles. El agua de refrigeración y los alquitranes, finos y otros contaminantes salen de la torre de refrigeración (23) a través del conducto (59), y entran en el tambor separador (61).

40 El gas de síntesis refrigerado sale de la torre de refrigeración (23) a través del conducto (24) y entra en la torre de lavado Venturi (25), en la que el gas de síntesis refrigerado se pone en contacto con agua alcalina procedente del conducto (67e) a fin de eliminar contaminantes tales como metales, H<sub>2</sub>S residual, HCl residual, alquitranes, y partículas finas. El lavado se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 20 °C hasta aproximadamente 70 °C. El gas de síntesis lavado sale de la torre de lavado Venturi (25) a través del conducto (26), y entra en el separador de nieblas (27), en el que se eliminan alquitranes y partículas finas adicionales. Los metales, los alquitranes, las partículas finas, y el agua se eliminan del separador de nieblas (27) a través del conducto (60), se combinan con el agua, los alquitranes, los finos, y otros contaminantes del conducto (59), y se hacen pasar al  
45 tambor separador (61).

50 El agua, los metales, los alquitranes, los finos y otros contaminantes se retiran después del tambor separador (61) a través del conducto (62) y se hacen pasar al separador (63), en el que el agua se separa de los alquitranes y los finos. El agua se retira del separador (63) a través del conducto (64), se hace pasar a través del enfriador (65) hasta el conducto (66), en el que el pH del agua se ajusta de modo que el agua esté a un pH de, al menos, 8,5 antes de hacerla pasar a través de los conductos (67a), (67b), (67c), y (67d) a la torre de refrigeración (23), y a través del conducto (67e) a la torre de lavado Venturi (25). Los alquitranes y los finos se eliminan del separador (63) y se  
55 hacen pasar a través del conducto (68) al tanque de emulsión (69).

60 El gas de síntesis lavado y sin nieblas sale del separador de nieblas (27) a través del conducto (28). En general, el gas de síntesis lavado y sin nieblas sale del separador de nieblas (27) a aproximadamente 80 °C y 100 % de humedad relativa.

65 El gas de síntesis lavado y sin nieblas del conducto (28) se pone en contacto con agua neutra o ligeramente ácida procedente del conducto (86) y se hace pasar a la columna de adsorción (29). El agua se hace pasar a través de la columna de adsorción (29) en una dirección a contracorriente del flujo del gas de síntesis a través de columna de adsorción (29). A medida que se hacen pasar el gas de síntesis y el agua a través de la columna de adsorción (29), el amoníaco, los alquitranes traza, y los finos son eliminados. El agua, el H<sub>2</sub>S, el cloro, los metales, el amoníaco, los alquitranes traza, y los finos se eliminan de columna de adsorción (29) a través del conducto (78) y se hacen pasar



al tambor separador (79). El agua, el H<sub>2</sub>S, el cloro, los metales, el amoníaco, los alquitranes traza, y los finos se hacen pasar después a través del conducto (80) al separador (81), en el que el agua y el amoníaco se separan de los alquitranes traza y los finos. El agua y el amoníaco se retiran del separador (81) a través del conducto (83).

5 Una fracción de la mezcla de agua y amoníaco se retira del agua a través del conducto (84), y un licor rico en amoníaco se recupera mediante una unidad de arrastre de vapor (no mostrada). El agua se hace pasar a través del enfriador (85) y el conducto (86), en el que el pH del agua se ajusta a un pH neutro o ligeramente ácido. El agua del conducto (86) después se pone en contacto con el gas de síntesis lavado y sin nieblas procedente del conducto (28), y el agua y gas de síntesis se hacen pasar después a través de la columna de adsorción (29), tal y como se ha  
10 descrito anteriormente en el presente documento.

Los alquitranes y los finos se eliminan del separador (81) a través del conducto (82) y se hacen pasar al tanque de emulsión (69). En el tanque (69), los alquitranes y los finos retirados de los separadores (63) y (81) se mezclan para formar una emulsión. El pH de la emulsión se ajusta a fin de hacer la emulsión adecuada para su reciclado al  
15 gasificador (7). La emulsión se retira entonces del tanque (69) a través del conducto (70), y se hace pasar a través de la bomba (71). Si se desea, la válvula (76) se cierra, la válvula (74) se abre, y la emulsión se hace pasar a través del conducto (73), la válvula (74), y el conducto (75) y se recicla al tanque (69), y se somete a una emulsión y/o un ajuste de pH adicionales.

20 Cuando la válvula (74) se cierra y la válvula (76) se abre, la emulsión de alquitranes y finos se retira del tanque (69) a través del conducto (70), y se hace pasar a través de la bomba (71), el conducto (72), la válvula (76) y el conducto (77) a la sección de lecho fluidizado (7b) del gasificador (7), en la que los alquitranes y los finos se combinan con el material rico en biomasa y los agentes de gasificación, tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento, para producir un gas de síntesis crudo.

25 Un gas de síntesis limpiado se retira de la columna de adsorción (29) a través del conducto (30). En una realización, si no se somete a un reformado térmico previo, tal y como se ha mencionado previamente en el presente documento, la presión del gas de síntesis limpiado se aumenta en el reforzador de presión (31), calentando el gas de este modo antes de hacerlo pasar a través del conducto (32) al lecho de protección (33a) para eliminar la  
30 humedad. El gas se calienta entonces adicionalmente y se hace pasar a través del conducto (33c), y a través de un lecho de protección de óxido de cinc (33b) para eliminar el azufre. El gas de síntesis limpiado se retira del lecho de protección (33b) a través del conducto (34). A continuación se calienta adicionalmente en el calentador (35), se hace pasar a través del conducto (36), y después se pone en contacto con vapor procedente del conducto (87) y oxígeno procedente del conducto (88) en el reformador catalítico (37), en el que los hidrocarburos ligeros contenidos en el  
35 gas de síntesis limpiado se someten a un reformado catalítico en presencia de un catalizador de reformado tal como Ni-Cr/MgO-La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> o cualquier otro catalizador de reformado comercial basado en níquel. Cuando se emplee, tal reformado catalítico se efectúa a una temperatura de desde aproximadamente 750 °C hasta aproximadamente 1000 °C y una presión de desde aproximadamente 0,1 MPa hasta aproximadamente 1,01 MPa. Como resultado de tal reformado catalítico, los hidrocarburos ligeros se convierten en CO y H<sub>2</sub>. El gas de síntesis limpiado, tras la etapa  
40 de reformado catalítico, se retira del reformador catalítico (37) a través del conducto (38) y se hace pasar a la unidad de recuperación de calor (39).

De modo alternativo, cuando el gas de síntesis crudo se somete a un reformado térmico en el reformador térmico (18), las concentraciones de los hidrocarburos ligeros en el gas de síntesis son suficientemente bajas, y las olefinas  
45 están presentes a niveles traza, el gas de síntesis limpiado se retira de la columna de adsorción (29) y se envía al tanque de tamponado (42). En ese caso, no sería necesario el reformado catalítico y el lecho de protección de óxido de cinc para eliminar el azufre solo se requeriría justo antes de la síntesis catalítica del metanol.

En la unidad de recuperación de calor (39), el gas de síntesis limpiado se enfría mediante un aceite de transferencia de calor frío que se hace pasar a través del conducto (40). A medida que se hace pasar el gas de síntesis limpiado a  
50 través de la unidad de recuperación de calor (39), el gas de síntesis limpiado se enfría, y el aceite de transferencia de calor se calienta, y sale de la unidad de recuperación de calor (39) en el conducto (40) en forma de un aceite de transferencia caliente. En general, el gas de síntesis limpiado se enfría hasta temperaturas compatibles con la operación de los compresores de gas. El gas de síntesis limpiado y enfriado se hace pasar a continuación a través  
55 del conducto (41) al tanque de tamponado (42).

Antes de emplear el gas de síntesis limpiado en la síntesis de los materiales deseados, tal como el metanol, por ejemplo, el gas de síntesis se somete a un acondicionamiento adicional. El gas de síntesis se retira del tanque (42) a  
60 través del conducto (43) y se comprime en el compresor (44) para efectuar la eliminación del agua condensable y otras impurezas condensables. La compresión se efectúa a una presión de desde aproximadamente 0,5 MPa hasta aproximadamente 1 MPa. El agua se retira del compresor a través del conducto (45), y el gas de síntesis comprimido se hace pasar a través del conducto (46) a la unidad de eliminación del CO<sub>2</sub> (47) que también actúa como deshumidificador final. Tal unidad usa un líquido frío tal como el metanol. El gas de síntesis sale de la unidad de eliminación del CO<sub>2</sub> (47) a través del conducto (48), y entra en el tanque de tamponado (49), el CO<sub>2</sub> se retira de  
65 la unidad de eliminación del CO<sub>2</sub> (47) a través del conducto (89), y el agua se retira a través del conducto (90). El gas de síntesis después sale del tanque de tamponado (49) a través del conducto (50). La cantidad de CO<sub>2</sub> que

queda en el gas de síntesis que sale de la unidad de eliminación del CO<sub>2</sub> (47) a través del conducto (48) en general no supera el 5 % en volumen. El gas de síntesis del conducto (48) se hace pasar al tanque de tamponado (49).

5 Para el acondicionamiento final, el gas de síntesis se retira del tanque de tamponado (49) a través del conducto (50), y se hace pasar al compresor (51), en el que el gas de síntesis se comprime a altas presiones. En general, tal compresión se efectúa a una presión de desde aproximadamente 5,1 MPa hasta aproximadamente 10,1 MPa. Ciertas cantidades traza de agua se retiran del compresor (51) a través del conducto (52), y el gas de síntesis comprimido se recupera del compresor (51) a través del conducto (53). En el caso de que el gas de síntesis se haya sometido a reformado térmico y no sea necesario un reformado catalítico adicional del gas de síntesis, el gas de  
10 síntesis comprimido se precalentaría después en un precalentador (54) y se haría pasar a través del conducto (55) a un lecho de protección de carbón activado (56). El sintegas recuperado se retira a través del conducto (57), su temperatura se ajusta en el intercambiador de calor (58), y se puede usar como carga de alimentación en la síntesis de otros materiales deseados, tales como el metanol, burbujeándolo a través de una columna (no mostrada) que contiene un catalizador para la síntesis del metanol apropiado en forma de polvo o de partículas dispersado en un  
15 aceite inerte, tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento.

Por ejemplo, el gas de síntesis se puede comprimir en el compresor (55) a una presión desde aproximadamente 5,6 MPa hasta aproximadamente 10,1 MPa. Se retiran cantidades traza de agua del compresor (55) a través del conducto (56), y el gas de síntesis comprimido se retira del compresor (55) a través del conducto (57), y se burbujea  
20 a través de una columna (no mostrada) que contiene un catalizador para la síntesis del metanol apropiado en forma de polvo o de partículas dispersado en un aceite inerte, tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento.

### 25 Ejemplos

La invención se describirá ahora con respecto a los siguientes ejemplos; sin embargo, el alcance de la presente invención no se pretende limitar de este modo.

#### 30 Conversión de la biomasa en el sintegas

Lo que sigue es la metodología que se usó para convertir la biomasa en sintegas en los ejemplos que siguen. Los detalles particulares con respecto a las conversiones de la biomasa en sintegas se dan en cada uno de los ejemplos.

35 En los siguientes ejemplos, el gasificador era un recipiente cilíndrico de lecho fluido que puede procesar una variedad de materias primas, incluyendo residuos forestales, plásticos, residuos urbanos (tales como residuos sólidos urbanos clasificados y triturados, madera de demolición, etc.), lodos, carne y harina de huesos, y otros materiales de biomasa a los que se les ha dado forma de aglomerados, briquetas, o gránulos, y virutas de madera que pueden tener humedades, densidades y/o formas diversas. Si se desea, el gasificador puede procesar también coque de petróleo, residuos ricos en asfalteno, carbón, y materias primas líquidas tales como residuos ricos en  
40 glicerina inyectados a través de boquillas desarrolladas especialmente. La materia prima que se va a procesar pueden tener un contenido de humedad de hasta el 40 % p/p.

Dependiendo de la composición de la carga de alimentación, se usaron dos sistemas para alimentar la biomasa al gasificador. El primer sistema incluía un tornillo transportador o una cinta transportadora que transporta la carga de  
45 alimentación (tal como, por ejemplo, madera triturada, madera de demolición, o madera obtenida de postes de transmisión de electricidad, traviesas de ferrocarril, y similares tal y como se describe en el Ejemplo 1 más adelante en el presente documento) desde un área de almacenamiento hasta una primera tolva de freno. Dos válvulas de compuerta de bloqueo se sitúan por encima y por debajo de la primera tolva de freno. Las válvulas de compuerta proporcionan las juntas apropiadas para permitir la operación del sistema de alimentación junto con el gasificador, que se ha presurizado a 0,15 MPa. La carga de alimentación se transfiere por gravedad de la primera tolva de freno a la segunda tolva de freno a través de la segunda válvula de compuerta. Desde la segunda válvula de compuerta, los sólidos se mueven a través de una o más válvulas rotatorias que controla o controlan el flujo de los sólidos volumétricamente. Desde las válvulas rotatorias, los sólidos caen sobre un tornillo de alimentación que transfiere los sólidos directamente a la sección de lecho fluido del gasificador.  
55

En un segundo sistema, que se diseña para transferir material "esponjoso" menos denso (tal como, por ejemplo, cargas de alimentación derivadas de residuos, o CDR, tales como los descritos en los Ejemplos 2 y 3 más adelante en el presente documento) al gasificador, un tubo de transporte neumático transfiere los sólidos desde el área de almacenamiento a un ciclón de separación, que tiene una pata inferior corta que dirige los sólidos a través de una  
60 primera válvula de compuerta a una primera tolva de freno. Una segunda válvula de compuerta dirige el material a una segunda tolva de freno. Las dos válvulas de compuerta tienen un mecanismo de bloqueo que presuriza las tolvas de freno durante las secuencias de carga. Las tolvas de freno son cilindros ahusados que evitan la compactación del material. La tolva de freno inferior dirige los sólidos sobre una cinta transportadora situada en una cámara hermética. Las células de carga, que se activan electrónicamente, controlan la velocidad de flujo de la materia prima hacia el gasificador. La cinta transportadora pasa la materia prima a un tornillo de alimentación que transfiere el material a la sección de lecho fluido del gasificador.  
65

La sección de lecho fluido del gasificador puede procesar hasta 200 kg/h de carga de alimentación, y puede operar a una presión de hasta 0,4 MPa. La temperatura del lecho se ajustó según el grado de oxidación y la cantidad de agua presente en la carga de alimentación y la humedad de la misma. La gasificación se efectuó a una temperatura que no superó los 750 °C. La temperatura del lecho también se ajustó a fin de prevenir la fusión de las sales inertes que están presentes en la carga de alimentación. Por tanto, la temperatura del lecho que fue elegida se basó, en parte, en el tipo y la cantidad de las sales inertes de la carga de alimentación.

Tal y como se ha indicado anteriormente en el presente documento, se puede usar aire o aire enriquecido con oxígeno como agentes de oxidación parcial. La presión parcial de vapor dentro del reactor se puede ajustar para controlar las reacciones de reformado primarias, que se producen en la sección de espacio abierto del reactor en la que el tiempo de reacción es mayor que el tiempo de reacción en la sección de lecho fluido.

El gasificador se diseñó para obtener y mantener la temperatura del lecho deseada y para minimizar el arrastre de partículas. El gasificador incluye un espacio abierto ampliado para la separación de la alúmina y/u otros materiales sólidos del lecho fluidizado. Una cantidad suficiente de alúmina estaba presente en la sección de lecho fluido para una transferencia adecuada de masa y de calor y para minimizar la caída de presión del lecho. Durante la gasificación, la velocidad de alimentación de la biomasa fue de 0,75 a 2,5 kg de biomasa por hora por kilogramo de alúmina.

La neutralización del cloro (en forma de HCl en el gasificador) y el azufre (en forma de H<sub>2</sub>S y COS en el gasificador) se llevó a cabo mediante reacción con el CaO o el CaO/MgO introducido a través de un acceso específico o añadido a la alimentación. El cloro forma CaCl<sub>2</sub> y el azufre forma CaS fácilmente. Puesto que no todo el cloro y el azufre fueron neutralizados en el gasificador, el primer circuito de lavado usó un lavado alcalino para conseguir un grado muy elevado de eliminación del HCl, el NH<sub>4</sub>Cl, y el H<sub>2</sub>S que se habían formado en el gasificador.

Dos ciclones en serie recogieron las partículas gruesas (de más de 10 µm) con una eficacia del 90 % al 95 %. Las partículas recogidas cayeron por gravedad en dos depósitos de los que se retiraron intermitentemente a través de las válvulas de bloqueo.

Después de los ciclones, un reformador autotérmico (no catalítico) aumentó, si así se quiso, la temperatura del sintegas mediante la inyección directa de mezclas oxígeno/vapor. El reformado con vapor y la conversión con vapor del carbono reducen los niveles del alquitrán y del carbono sin convertir, y llevan a cabo un reformado parcial de los hidrocarburos de bajo peso molecular presentes en el sintegas. Corriente abajo del reformador autotérmico (no catalítico), la inyección de agua disminuyó la temperatura del sintegas hasta aproximadamente 750 °C a la entrada de la unidad de recuperación de calor. Esta usó aceite térmico o bien agua líquida (que se convierte en vapor a las presiones adecuadas para ser reutilizada completamente en la planta).

Una válvula de circunvalación pasa el sintegas desde los ciclones directamente a la unidad de recuperación de calor. Tal alternativa se usa cuando la carga de alimentación contiene materiales inorgánicos que forman sales con bajos puntos de fusión, lo que hace indeseable un autorreformado térmico de alta temperatura (por encima de 800 °C) puesto que se formarán depósitos en las paredes, lo que lleva a incrustaciones y obstrucciones.

El acondicionamiento del gas se llevó a cabo entonces a través de un sistema de circuito doble. El primer circuito incluía una torre de refrigeración o una torre de pulverizado, una torre de lavado Venturi, y un separador de nieblas coalescente/ torre de lavado-refrigeración para separar los finos y enfriar el gas de síntesis. Las temperaturas medias de entrada y salida del gas fueron 750 °C y 80 °C, respectivamente. Una torre de lavado Venturi, que tenía una caída de presión apropiada, capturaba las partículas más finas. Se usó un separador de nieblas equipado con un elemento de malla para coalescer las gotitas finas arrastradas mediante un mecanismo de impacto interno. El agua alcalina de lavado, a un pH no superior a 9,0, se recirculó de modo continuo mediante un sistema de circuito cerrado. El agua se dirigió a un tambor separador y después a un separador, en el que mediante flotación (con agentes químicos añadidos) un rebosamiento de alquitrán y material rico en particulados finos se retiró como sobrenadante y se recuperó. El flujo inferior del fondo, que contenía material orgánico y particulados más pesados, se retiró también. El rebosamiento y el flujo inferior se enviaron entonces a un tanque en el que se preparó una emulsión para su reinyección al gasificador. El agua se extrajo del separador por medio de una bomba y se recirculó a la torre de refrigeración y la torre de lavado Venturi tras el ajuste del pH. Una fracción del agua recirculada se retiró para mantener un equilibrio del agua y los contaminantes en el sistema. El agua retirada se trató en un sistema de tratamiento de aguas residuales que garantiza que el agua tratada cumple cualquier norma requerida antes de su eliminación o su uso. El agua recirculante se enfrió mediante un intercambiador de calor agua-agua.

El sintegas que salió del separador de nieblas, a aproximadamente 80 °C, se dirigió a un segundo circuito de lavado en el que el agua a un pH neutro o ligeramente ácido (de 4 a 7) eliminó el amoníaco. El amoníaco se había formado en el gasificador procedente del nitrógeno de la carga de alimentación, en particular, cuando estaban presentes aminoácidos en los residuos de alimentos. No todo el amoníaco se había degradado en la sección de espacio abierto del gasificador, y hay NH<sub>3</sub> libre en el sintegas. El segundo circuito de lavado redujo el contenido de NH<sub>3</sub> en el gas que sale del segundo circuito de lavado. El segundo circuito de lavado incluía una torre de lavado (en forma de un relleno estructurado), un tanque de recepción para el agua, un separador en el que la flotación permitió quitar el

sobrenadante de alquitrán o partículas finas, una bomba de recirculación opcional, y un intercambiador de calor agua/agua para enfriar el agua. El alquitrán y los finos se enviaron al tanque de emulsión descrito anteriormente en el presente documento. Una fracción del agua recirculada se purgó y se envió a una planta de tratamiento de aguas residuales.

5 El sintegas procedente del segundo circuito de lavado estaba esencialmente a su nivel de saturación de humedad a aproximadamente 30 °C. Seguidamente se precalentó a de 350 °C a 400 °C y se hizo pasar a través de un lecho de óxido de calcio u óxido de calcio/óxido de magnesio para eliminar cualquier cloruro de hidrógeno adicional (así como cualquier traza de fluoruro de hidrógeno y otros halógenos). El sintegas entró después a un lecho de ZnO en el que  
10 cualquier azufre residual formó ZnS estable. Estas operaciones se llevaron a cabo típicamente a 0,2-0,4 MPa. El lecho de óxido de calcio también filtró particulados finos que todavía estaban presentes en el gas después del lavado.

15 El sintegas que sale del lecho de óxido de cinc estaba a 350-400 °C. A continuación se calentó adicionalmente hasta 750-800 °C mediante la inyección de oxígeno/vapor. A esta temperatura entró en la unidad de reformado catalítico en la que una formulación catalítica patentada que puede tratar el alquitrán residual, convierte los hidrocarburos de peso molecular en H<sub>2</sub> y CO adicional. El reformador catalítico era: (i) un lecho fijo de perlas catalíticas granulares; o (ii) un lecho fluidizado en el que el catalizador (preparado en forma de partículas no abrasivas que tienen un diámetro de 200 micrómetros como tamaño típico) actúa como lecho él mismo.  
20

A la salida del reformador catalítico el calor se recuperó a través de un intercambiador de calor y se usó en la planta. El vapor se condensó en forma de agua caliente. Esta también se reutilizó.

25 El sintegas frío se comprimió después a una presión total de 1-1,5 MPa. El gas entró en una torre de lavado en la que el CO<sub>2</sub> se retiró hasta un nivel deseado (típicamente un 2,5-3,5 % v/v de CO<sub>2</sub>) El lavado se efectuó con metanol frío. (De modo alternativo, el lavado se puede efectuar con aminas.) El CO<sub>2</sub> recuperado del lavado era esencialmente puro.

30 El sintegas que contenía H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> (2,5-3,5 % v/v), metano residual (típicamente aproximadamente un 1 % v/v) y trazas de otros hidrocarburos, se puede usar en la síntesis de metanol. El sintegas se hizo pasar a través de una columna de carbón activado para disminuir la concentración de carbonilos metálicos esencialmente a niveles traza, evitando, de este modo, la contaminación del catalizador de la síntesis de metanol.

### 35 Ejemplo 1

#### Gasificación de madera con oxígeno y vapor

40 Se usó madera triturada, que se obtuvo de diversas especies de árboles caducifolios y árboles coníferos, y que tenía un contenido de humedad del 22 % p/p, como prototipo de biomasa residual obtenida de aserraderos que procesan madera de demolición, postes de transmisión de electricidad, traviesas de ferrocarril, y materiales similares. La madera triturada se convirtió en sintegas de acuerdo con la metodología descrita anteriormente en el presente documento. La madera triturada tenía la siguiente composición en base seca:

materiales inertes (obtenidos en forma de cenizas a 750 °C)	0,7 % p/p
carbono	50,0 % p/p
hidrógeno	6,0 % p/p
oxígeno	42,5 % p/p
nitrógeno	0,1 % p/p
azufre	trazas
cloro	0,7 % p/p

45 La madera triturada se alimentó a la sección de lecho fluidizado del gasificador a 185 kg/h. La gasificación se efectuó a una presión de 0,15 MPa en presencia de una mezcla de un 21 % v/v de oxígeno y un 79 % v/v de vapor. El agente fluidizante incluía partículas de alúmina que tenían un tamaño de desde aproximadamente 400 micrómetros hasta aproximadamente 600 micrómetros. La gasificación se efectuó en un modo autotérmico, es decir,  
50 sin ninguna aportación externa de calor puesto que el calor requerido fue proporcionado como resultado de la oxidación parcial de la alimentación descompuesta térmicamente a la entrada al gasificador.

La conversión de la madera a sintegas se efectuó durante un período de 37 horas.

55 El rendimiento de sintegas, tras la secuencia de lavado con agua, fue de 0,86 Nm<sup>3</sup> de sintegas seco/kg de biomasa seca. Tal y como se usa en el presente documento, el término "N" significa condiciones normales, es decir, 0 °C y 0,1 MPa como presión absoluta. El sintegas seco incluía los siguientes componentes (en % v/v) tal y como se

muestra en la Tabla 1 a continuación.

Tabla 1

Componente del gas	Después del lavado con agua (antes de los lechos de CaO y ZnO)	Después del reformado catalítico a una presión total de 0,3 MPa, 800 °C (usando una relación vapor/carbono de 1,3 mol/mol)	Tras la eliminación del CO <sub>2</sub> del sintegas
N <sub>2</sub> y Ar	0,26	0,15	0,21
H <sub>2</sub>	20,46	45,02	64,87
CHO	21,95	22,42	32,32
CO <sub>2</sub>	40,85	32,33	2,48
CH <sub>4</sub>	7,10	0,08	0,12
C2s	4,67	0	0
C3s	3,46	0	0
>C3	1,24	0	0
Benceno (como parte de >C3)	1,01	0	0
Tolueno (como parte de >C3)	0,1226	0	0
Etilbenceno (como parte de >C3)	0,0204	0	0
Xilenos (como parte de >C3)	0,0153	0	0
Estireno (como parte de >C3)	0,1270	0	0
Fenol (como parte de >C3)	0,0002	0	0
Metilestireno (como parte de >C3)	0,0088	0	0
Indeno (como parte de >C3)	0,0068	0	0
Naftaleno (como parte de >C3)	0,0049	0	0
Metilnaftaleno (como parte de >C3)	0,0080	0	0
Fenantreno (como parte de >C3)	0,0000	0	0
NH <sub>3</sub>	0,0105	0,0000	0
H <sub>2</sub> S	0,0000	0,0000	0
Particulados (mg/Nm <sup>3</sup> )	8	2	<1

5 Los lechos de CaO y ZnO no cambiaron la composición del gas pero disminuyeron el nivel de particulados a 2 mg/l.

Los compuestos orgánicos listados en la Tabla 1 son componentes del alquitrán de bajo peso molecular.

10 La síntesis de metanol se llevó a cabo con el gas acondicionado usando un reactor de tres fases en el que se suspendió un catalizador de Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Este funcionó bien a una presión total de 6,5 MPa y 230 °C, y

proporcionó rendimientos de metanol superiores a 1 kg metanol/kg catalizador/h y una selectividad del 99% de metanol en el líquido recuperado en ensayos llevados a cabo con dos meses de diferencia, indicando que no se produjo una desactivación apreciable por los contaminantes.

5 Ejemplo 2

Gasificación de combustible derivado de residuos usando oxígeno y vapor

10 El combustible derivado de residuos, o CDR, es el residuo obtenido sometiendo los residuos sólidos urbanos, es decir, la basura residencial, a trituración primaria, clasificación, compostación, y separación de la fracción compostada. El residuo en general es un material esponjoso que se puede triturar posteriormente para proporcionar fragmentos que tienen un tamaño de entre 2 y 5 cm. El material esponjoso entró en una secuencia de procesamiento neumático en la que el vidrio y los metales (ferrosos y de aluminio) se eliminaron y se recuperaron, proporcionando, de este modo, una carga de alimentación que se puede convertir en un sintegas limpio. Las muestras de CDR se convirtieron entonces en sintegas tal y como se ha descrito anteriormente en el presente documento, y tal y como se explica más detalladamente a continuación.

Se ensayaron varias muestras de CDR procedentes de ciudades de Canadá.

20 Las muestras de CDR tenían un contenido de humedad del 20-25 % p/p. Las muestras de CDR se expusieron entonces a aire por convección en una sala de almacenamiento bien ventilada o en un secador hermético de baja temperatura para disminuir el contenido de humedad hasta entre un 10 % p/p y un 20 % p/p. El CDR después se sedimentó para disminuir el contenido de humedad por debajo del 10 % p/p, si así se quiso.

25 Las muestras de CDR que se gasificaron tenían un contenido medio de humedad del 15 % p/p. Las muestras se alimentaron al gasificador a velocidades de desde 120 hasta 165 kg/h. En un ejemplo representativo, el CDR tenía la siguiente composición:

materiales inertes (obtenidos en forma de cenizas a 750 °C) 18,3 % p/p  
 carbono 44,3 % p/p  
 hidrógeno 6,9 % p/p  
 oxígeno 28,9 % p/p  
 nitrógeno 0,5 % p/p  
 azufre 0,3 % p/p  
 cloro 0,8 % p/p

30 La gasificación se efectuó en la sección de lecho fluidizado del gasificador en presencia de oxígeno y vapor en una relación de 21 % v/v de oxígeno y 79 % v/v de vapor. Una emulsión de alquitrán, finos, y agua que se inyectó en la sección de lecho fluido evitó que la temperatura de la sección de lecho fluido sobrepasara los 750 °C. Se inyectaron también oxígeno y vapor en la sección de espacio abierto del gasificador para proporcionar temperaturas ligeramente superiores en la sección de espacio abierto.

35 Los rendimientos de sintegas de las muestras, tras la secuencia de lavado con agua, fueron de 0,85 a 0,90 Nm<sup>3</sup> de sintegas seco/kg de alimentación seca. La neutralización de una gran fracción del cloro y una fracción menor del azufre se llevó a cabo en las secciones de lecho fluido y de espacio abierto del gasificador mediante inyección de óxido de calcio con la alimentación.

40 La conversión de las muestras de CDR a sintegas se llevó a cabo durante un período de varios días. Una muestra representativa del sintegas seco incluía los siguientes componentes (en % v/v a menos que se indique lo contrario) tal y como se muestra en la Tabla 2 a continuación.

45

Tabla 2

Componente del gas	Después del lavado con agua (antes de los lechos de CaO y ZnO)	Después del reformado catalítico a una presión total de 0,3 MPa, 800 °C (usando una relación vapor/carbono de 1,3 mol/mol)	Tras la eliminación del CO <sub>2</sub>
N <sub>2</sub> y Ar	0,81	0,38	0,53
H <sub>2</sub>	11,87	47,09	65,00
CO	20,38	23,16	31,97
CO <sub>2</sub>	41,07	29,32	2,43

## ES 2 547 536 T3

Componente del gas	Después del lavado con agua (antes de los lechos de CaO y ZnO)	Después del reformado catalítico a una presión total de 0,3 MPa, 800 °C (usando una relación vapor/carbono de 1,3 mol/mol)	Tras la eliminación del CO <sub>2</sub>
CH <sub>4</sub>	9,94	0,05	0,07
C2s	10,24	0	0
C3s	4,99	0	0
>C3	0,71	0	0
NH <sub>3</sub>	0,0600	0,0000	0
H <sub>2</sub> S y COS	0,0164	0,0000	0
HCl	0,0002	0,000	0
Particulados (mg/Nm <sup>3</sup> )	13	2	<1

### Ejemplo 3

- 5 Una muestra de CDR se convirtió en sintegas tal y como se describe en el Ejemplo 2 previamente en el presente documento con la excepción de que la gasificación del CDR se efectuó en presencia de aire y vapor en una relación de 75 % en volumen de aire y 25 % en volumen de vapor. El vapor se introdujo en forma de agua, ambos como humedad que acompañaba a la alimentación sólida y procedente de la emulsión, que también incluía alquitranes y particulados recuperados de las torres de lavado, que se recicló al gasificador.
- 10 Se determinaron las cantidades de varios elementos en diferentes materiales implicados en la conversión del CDR a sintegas o producidos como resultado de la misma. Los resultados se muestran en la Tabla 3 a continuación.

Tabla 3

Elemento	Elemento en la materia prima alimentada al reactor de gasificación	Elemento en el sintegas tras la secuencia de acondicionamiento del gas: N en forma de NH <sub>3</sub> ; Cl en forma de HCl; S en forma de H <sub>2</sub> S + COS	Elemento en los residuos sólidos del proceso (recuperados en los ciclones y retirados del lecho fluido)	Elemento en el agua de lavado	Elementos encontrados en los filtros de CaO y ZnO
	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
N	0,566	0,0000418	0,057	0,00556	0
Cl	0,871	0	0,557 (en CaCl <sub>2</sub> )	0,08712 (en NaCl y CaCl <sub>2</sub> )	0
F	0,000001448	0	0,00000130	trazas	0
S	0,317	0	0,142 (en CaS)	0,0173 (en CaSO <sub>4</sub> )	0
Sb	0,000079646	0,000009271	0,00006372	0,00000048	0,000006181
As	0,000162926	0,000018860	0,00007332	trazas	0,000044006
Cd	0,000181029	0,000004258	0,00008146	0,00008146	0,000000473
Cr	0,015613714	0,000015397	0,01537951	0,00015614	0,000035927
Hg	0,000056571	0,000015436	0,00000113	0,00000396	0,000036017
Pb	0,013350857	0,000078103	0,01228279	0,00066754	0,000312410
Co	0,000226286	0,000001948	0,00022400	0,00000011	0,000000216
Cu	0,002828571	0,000004964	0,00280752	0,00001344	0,000001241
Mn	0,017876571	0,000005212	0,01780085	0,00004469	0,000003475
Ni	0,004865143	0,000056461	0,00457964	0,00004573	0,000131742
Sn	0,005657143	0,000075578	0,00533627	0,00014143	0,000075578
V	0,000565714	0,000027774	0,00049779	0,00000665	0,000018516
Tl	0,000090514	0,000004073	0,00008146	0,00000226	0,000000453
Inorgánicos totales	20,69 (en forma de cenizas)	0,002 (en forma de particulados)	29,11 (incluye el carbono sin convertir)	1,54 (incluye el carbono sin convertir)	0,0416

Los resultados anteriores muestran que el gas, antes del reformado catalítico está bastante limpio sin Cl o S y con una concentración de particulados ( $0,002/212,65=1,337 \text{ mg/Nm}^3$ ) que no influye en el rendimiento de los reformadores.

5

#### Ejemplo 4

Se convirtió una muestra de CDR en sintegas. La gasificación del CDR se efectuó en presencia de aire y vapor en una relación de 75 % en volumen de aire y 25 % en volumen de vapor. El vapor se introdujo en forma de agua, ambos como humedad que acompañaba a la alimentación sólida, y de la emulsión, que también incluía alquitranes y particulados, que se recicló al gasificador. El CDR tenían un contenido de humedad del 10 % p/p y fue alimentado al gasificador a una velocidad de flujo de 130 kg/h. La gasificación se efectuó a 740 °C y a una presión de 0,15 MPa. Tras la gasificación y el acondicionamiento de acuerdo con la metodología descrita anteriormente en el presente documento, se efectuó un reformado catalítico en presencia de un catalizador de níquel.

10

15

Las cantidades de cloro, azufre, y nitrógeno se monitorizaron en diversas etapas del proceso de conversión y acondicionamiento. Los resultados se muestran en la Tabla 4 a continuación.



ES 2 547 536 T3

Componente	Introducido en el gasificador a partir de la carga de alimentación	Recuperado en los residuos sólidos de los ciclones y del lecho fluidizado	Encontrado en el agua residual	En el sintegas después del lavado	En el sintegas tras los lechos de CaO y ZnO
	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
Cl	0,9009	0,8903	0,0101	0,0004 (2 mg/Nm <sup>3</sup> )	0
S	0,3585	0,3214	0,0163	0,0208	0
N (en forma de NH <sub>3</sub> equivalente)	0,604	0	0,0009	0,0294	0,0294

5 Los resultados anteriores muestran que todo el cloro y el azufre se pueden eliminar antes del reformado catalítico. El nitrógeno, presente en forma de NH<sub>3</sub>, entra en la etapa de reformado catalítico. Como resultado del reformado catalítico en presencia de un catalizador de níquel, el NH<sub>3</sub> se convirtió en N<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>. La mayor parte del nitrógeno en el CDR de entrada antes de la gasificación estaba en forma de grupos NH<sub>2</sub> que estaban presentes en los aminoácidos que quedaban en el CDR tras la clasificación mecánica, y el biosecado y la biocompostación realizados antes de la gasificación.

## REIVINDICACIONES

1. Un método para la producción y el tratamiento de gas de síntesis, que comprende:
- 5 (a) gasificar un material rico en biomasa en presencia de (i), al menos, un agente oxidante seleccionado de entre el aire, el aire enriquecido con oxígeno y el oxígeno con o sin (ii) vapor en un gasificador, que contiene un lecho fluidizado y una sección de espacio abierto, a una temperatura que no supera los 750 °C en el lecho fluidizado para producir un gas de síntesis crudo; someter dicho gas de síntesis crudo a un reformado con vapor en la
- 10 sección de espacio abierto a una temperatura de 750 °C a 1000 °C, en la que el alquitrán y los finos de carbón pirolítico del gas de síntesis crudo se convierten mediante oxidación controlada en intermedios, y los intermedios se convierten en CO y H<sub>2</sub> mediante reformado con vapor, en el que, antes de la refrigeración, el gas de síntesis crudo se somete a un reformado térmico a una temperatura de desde 900 °C hasta 1200 °C mediante la adición de un gas oxidante, convirtiendo de este modo los hidrocarburos ligeros presentes en el gas de síntesis crudo en CO y H<sub>2</sub>;
- 15 (b) refrigerar dicho producto de gas de síntesis crudo de la etapa (a);  
(c) posteriormente a la refrigeración, lavar dicho gas de síntesis refrigerado de la etapa (b); y  
(d) someter dicho gas de síntesis lavado a, al menos, una etapa de adsorción para proporcionar un gas de síntesis limpio.
- 20 2. El método de la reivindicación 1 en el que dicho material rico en biomasa se gasifica a una temperatura que no supera los 725 °C.
3. El método de la reivindicación 2 en el que dicho material rico en biomasa se gasifica a una temperatura que no supera los 700 °C.
- 25 4. El método de la reivindicación 1 en el que dicho material rico en biomasa se gasifica a una presión que no supera los 1,01 MPa.
5. El método de la reivindicación 4 en el que dicho material rico en biomasa se gasifica a una presión que no supera los 0,3 MPa.
- 30 6. El método de la reivindicación 5 en el que dicho material rico en biomasa se gasifica a una presión que no supera los 0,15 MPa.
- 35 7. El método de la reivindicación 1 en el que dicha refrigeración de dicho gas de síntesis crudo comprende poner en contacto dicho gas de síntesis crudo con agua alcalina.
8. El método de la reivindicación 1 en el que dicho reformado con vapor se efectúa a una temperatura de desde 750 °C hasta 850 °C.
- 40 9. El método de la reivindicación 1 en el que dicho reformado con vapor se efectúa en presencia de un catalizador.
10. El método de la reivindicación 9 en el que dicho catalizador comprende NiCr/MgO·La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.
- 45 11. El método de la reivindicación 1 en el que dicho lavado de dicho gas de síntesis se efectúa a una temperatura de entrada del gas de desde 150 °C hasta 350 °C, y a una temperatura de salida del gas de desde 30 °C hasta 90 °C.
12. El método de la reivindicación 1 en el que dicha, al menos, una etapa de adsorción comprende hacer pasar dicho gas de síntesis a través de una columna de adsorción empaquetada con, al menos, un material que tiene una porosidad de más del 40 %.
- 50 13. El método de la reivindicación 1 en el que dicho lavado de dicho gas de síntesis comprende:
- (i) lavar dicho gas de síntesis en condiciones alcalinas; y
- 55 (ii) lavar dicho gas de síntesis a un pH de desde 4 hasta 7.
14. El método de la reivindicación 1 en el que dicha, al menos, una etapa de adsorción comprende:
- (i) hacer pasar dicho gas de síntesis lavado a través de un lecho de adsorción reactivo que comprende óxido de calcio u óxido de calcio y óxido de magnesio; y
- 60 (ii) hacer pasar dicho gas de síntesis lavado a través de un lecho de filtración de óxido de cinc.
15. El método de la reivindicación 1 en el que dicho lecho fluidizado incluye uno o más materiales seleccionados de entre el grupo que consiste en la alúmina, el olivino, la antracita, y el coque de petróleo desulfurado.
- 65

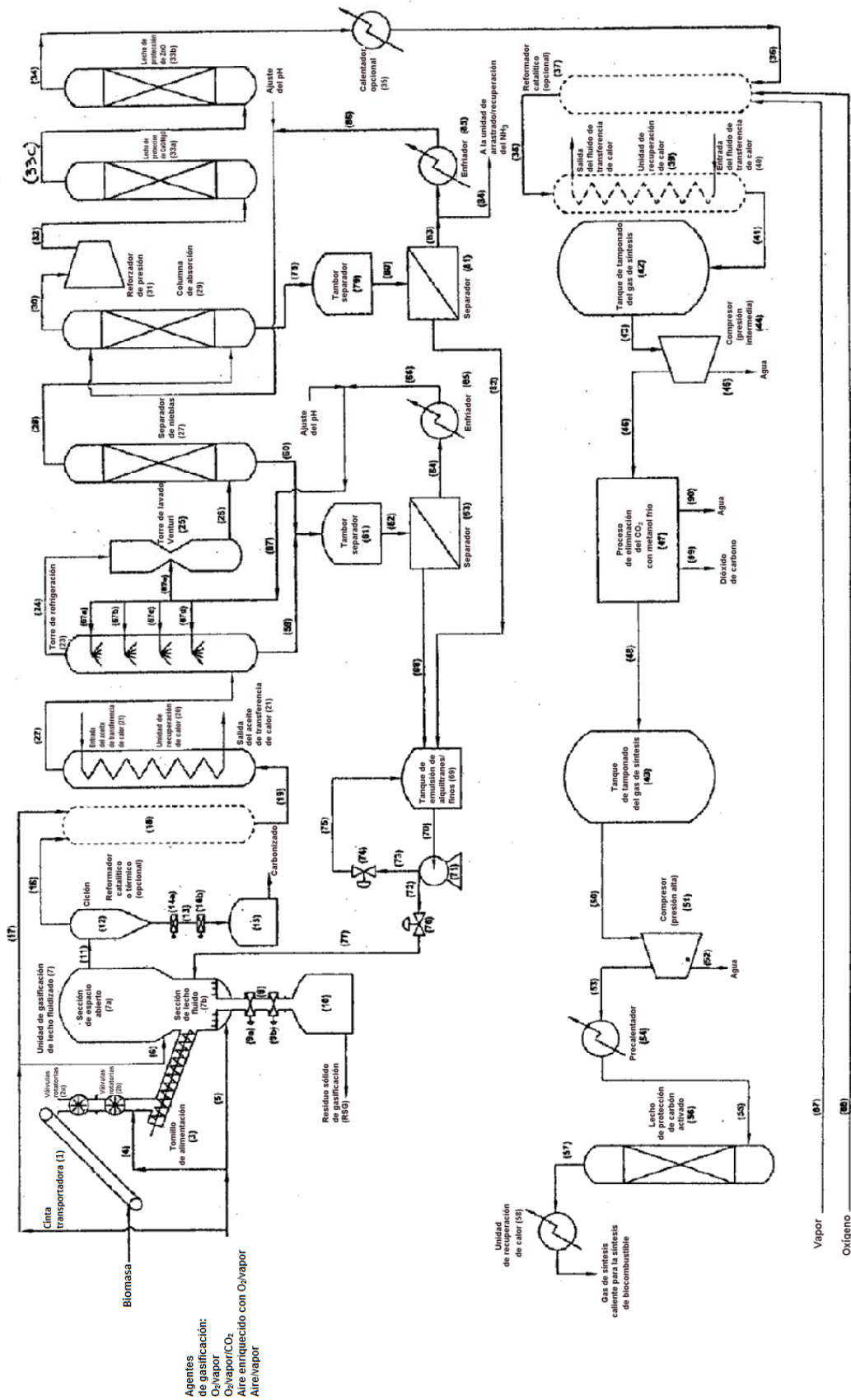


Fig. 1