

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 551 555**

51 Int. Cl.:

B01D 53/22 (2006.01)
C10J 3/80 (2006.01)
C10K 3/04 (2006.01)
C01B 3/16 (2006.01)
C10J 3/62 (2006.01)
C10J 3/72 (2006.01)
C10K 1/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.06.2009 E 09762737 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **29.07.2015 EP 2291492**

54 Título: **Método y equipo para la producción de gas hidrógeno utilizando biomasa**

30 Prioridad:

12.06.2008 SE 0801369

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

19.11.2015

73 Titular/es:

**CORTUS AB (100.0%)
Norrgårdsvägen 4A
192 69 Sollentuna, SE**

72 Inventor/es:

LJUNGGREN, ROLF

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 551 555 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

Método y equipo para la producción de gas hidrógeno utilizando biomasa

Campo de la invención

5 La presente invención se refiere a un método para producir hidrógeno a partir de biomasa, comprendiendo dicho método las etapas de secado de la biomasa, pirolisis de la biomasa para conseguir coque y la combustión de los gases de la pirolisis para formar gas de síntesis. La presente invención también se refiere a un equipo para llevar a cabo el método de la presente invención.

10 Este nuevo método de gasificación de biomasa basado en generadores de gas, lavado de gases y recuperación de calor resultará más eficaz que cualquier solución técnica conocida y podría ser utilizado desde una escala de tamaño medio-grande (comunidad) a una gran escala (industrial).

Técnica anterior

15 La gasificación de la biomasa es una fuente importante de energía "verde". Esto se debe principalmente a su capacidad de ser tanto renovable como de no contribuir a la emisión de dióxido de carbono a la atmósfera. El hidrógeno es un portador de energía que no produce ningún tipo de emisiones tras la combustión. El hidrógeno es un combustible deseable para vehículos, industrias y la generación de electricidad.

Se están llevando a cabo intensamente en todo el mundo esfuerzos por encontrar el método más eficaz de gasificación de biomasa (madera). La mayoría de las iniciativas de gasificación proceden de calderas en donde se obtienen al mismo tiempo como gasificación vapor y electricidad. Este método está dirigido a la generación de calor y la recuperación sin la formación de vapor.

20 A partir del documento WO 01/68789 es conocido un método y un equipo para producir gas de síntesis a partir de biomasa, comprendiendo dicho método una etapa de secado, una etapa de pirolisis y una etapa de combustión. Sin embargo, no existe una separación del gas de síntesis para obtener hidrógeno puro.

25 A partir del documento US 5.795.666 es conocida una central eléctrica modular, principalmente para la producción de hidrógeno, utilizando la energía solar. Dicho documento menciona que el hidrógeno se puede separar del gas combustible y almacenar en un hidruro de metal.

30 A partir del documento JP 4 096 995 se conoce ya un método para la producción de gas con alto contenido energético, en el que dicha producción comienza a partir de una mezcla de gas de horno de coque y gas de convertidor. Gas oxígeno se añade a la mezcla. En una fase posterior, se produce gas metano. En una fase final de la producción de gas con alto contenido energético, el componente de gas nitrógeno se retira por separación criogénica.

Objetos y características de la invención

El objeto más importante de la presente invención es proporcionar un método para la producción de gas hidrógeno a partir de materias primas renovables en forma de biomasa.

Otro objeto de la presente invención es eliminar el nitrógeno de los gases de combustión.

35 Todavía otro objeto de la presente invención es reducir el gas limpio, es decir, el gas del cual se ha separado nitrógeno.

Todavía otro objeto de la presente invención es implementar un número de etapas de intercambio de calor durante el proceso.

40 Al menos el objeto principal de la presente invención se realiza mediante un método que tiene los rasgos caracterizantes de acuerdo con las reivindicaciones independientes. Realizaciones preferidas de la invención se definen en las reivindicaciones dependientes.

Breve descripción de las figuras

A continuación se describe una forma de realización preferida de la invención, en referencia a las figuras adjuntas, en donde:

45 La Fig. 1 muestra un diagrama de flujo de una realización preferida de la presente invención, en donde dicho diagrama también muestra esquemáticamente las unidades que forman un equipo para llevar a cabo el método; y

la Fig. 2 muestra un diagrama de flujo de una realización preferida para el enriquecimiento de hidrógeno y la separación de gas mediante la presente invención, en donde dicho diagrama también muestra esquemáticamente las unidades que forman un equipo para llevar a cabo el método de enriquecimiento y separación de hidrógeno.

5 Descripción detallada de una realización preferida de la invención

La Fig. 1 muestra esquemáticamente un cierto número de unidades que componen el equipo para llevar a cabo el método. Los conductos, tuberías, etc. que enlazan entre sí las unidades del equipo no se describen o muestran en detalle. Los conductos, tuberías, etc., se configuran adecuadamente para cumplir con su función, es decir, para el transporte de gases y sólidos entre las unidades del equipo.

- 10 El equipo comprende una unidad de almacenamiento 1 para la biomasa. La biomasa es habitualmente madera o cosechas que se cultivan y recolectan especialmente para este propósito o subproductos de la pasta papelera y papel, u otras industrias. La unidad de almacenamiento 1 está diseñada para permitir que una corriente de aire caliente pase a través de la unidad de almacenamiento para secar la biomasa. La biomasa tiene ciertas desventajas como combustible, ya que se recolecta con un contenido muy alto de agua (humedad), lo que reduce su valor
- 15 calórico y requiere el secado antes de su uso. Muchos subproductos se convierten en nódulos para simplificar la manipulación (antes y después del secado). También es posible producir coque a partir de la madera y obtener una fuente de energía limpia.

- El equipo también comprende una unidad de reactor 3 que, a su vez, comprende una cámara de pirólisis 5 y una cámara de post-combustión 6, estando equipadas generalmente dichas dos cámaras con un revestimiento de
- 20 material cerámico. El equipo también comprende un primer dispositivo regenerador 7 que está interconectado con la cámara de post-combustión 6 en la unidad de reactor 3. El fin del primer dispositivo regenerador 7 es el intercambio de calor a temperaturas extremadamente altas, es decir, del orden de 1500-1600°C. En general, un regenerador comprende material cerámico. El primer dispositivo regenerador 7 también está interconectado con un evaporador 9, que está incluido en el equipo de la presente invención. El primer dispositivo regenerador 7 y el evaporador 9 juntos
- 25 forman primeros medios intercambiadores de calor. El evaporador 9 está interconectado con un lavador de gas, que también forma parte del equipo de la presente invención.

- Un soplador de aire 8 está interconectado con un segundo dispositivo regenerador 15, formando parte dicha soplador de aire 8 del equipo de la presente invención. El segundo dispositivo regenerador 15 también está conectado a la cámara de pirólisis 5 a través del dispositivo intercambiador de calor 4, de modo que el calor
- 30 procedente del aire calentado es suministrado del soplador de aire 8 a la cámara de pirólisis 5 y el calor restante se destina al secado de la biomasa en la unidad de almacenamiento 1. Este flujo de aire desde el segundo regenerador 15 a través del dispositivo intercambiador de calor 4 a la cámara de pirólisis 5 a través del secado en la unidad de almacenamiento 1 portará partículas y, posiblemente, los gases para la combustión en la cámara de post-combustión 6 en la unidad de reactor 3.

- 35 Después de que los lavadores de gases 28 y 29 y el evaporador 9, se proporciona un ventilador giratorio 11, siendo dicho ventilador giratorio 11 parte del equipo de la presente invención. Por lo tanto, los lavadores de gases 28 y 29 están interconectados con el ventilador giratorio 11 y el ventilador giratorio 11, a su vez, está interconectado con el evaporador 9 y el primer dispositivo regenerador 7.

- El equipo de la presente invención también comprende un árbol de reducción 12 que está interconectado con la cámara de combustión 5 en la unidad de reactor 3. El árbol de reducción 12 se divide en un cierto número de compartimientos 13A-13C, constituyendo cada uno de los compartimientos 13A- 13C una etapa de reducción. Una válvula de material cerámico (no mostrada) regula el transporte de combustible de coque desde la cámara de combustión 5 al árbol de reducción 12. En el fondo del árbol de reducción 12 existe un bolsillo de escoria 14, en donde se recogen las cenizas restantes y escoria.

- 45 En proximidad inmediata a la unidad de reactor 3 y el árbol de reducción 12 existen segundos medios intercambiadores de calor en forma de un segundo regenerador 15 que está conectado tanto a la cámara de combustión 5 como al árbol de reducción 12. El segundo regenerador 15 está incluido en el equipo de la presente invención. El segundo regenerador 15 también está conectado a un compresor 17, estando incluido dicho compresor 17 en el equipo de la presente invención. El soplador de aire 8 sopla aire en el segundo regenerador 15, mientras
- 50 que el compresor 17 succiona gas de síntesis S a partir del segundo regenerador 15.

- Los gases de escape procedentes de la unidad de reactor 3 pasan a través de un sistema de limpieza que comprende un ciclón 20 que está conectado a un reactor catalítico 21, también incluido en el sistema de limpieza. El reactor catalítico 21 está conectado al evaporador 9 que también está conectado a un primer filtro 28 que es preferiblemente un precipitador electrostático, estando incluido dicho primer filtro 28 en el sistema de limpieza. El
- 55 primer filtro 28 puede estar conectado a un lavador 29 que está incluido en el sistema de limpieza.

La Fig. 2 muestra unidades de reactor de separación de gas y gas de agua con mayor detalle. Un compresor 17, que está incluido en las unidades de reactor de separación de gas y gas de agua, está conectado a un segundo filtro 23 que está incluido [en] las unidades de reactor de separación de gas y gas de agua. El segundo filtro 23 es preferiblemente un filtro mecánico. El segundo filtro 23 está conectado a un depósito 24 que es parte de las unidades de reactor de separación de gas y gas de agua. El depósito 24 es adecuado para el mantenimiento de un exceso de presión, siendo dicho exceso de presión generalmente del orden de alrededor de 7-11 bares. El depósito 24 está conectado a una membrana 25 que es parte de las unidades de reactor de separación de gas y gas de agua. En la membrana 25, el flujo de gas de salida se divide en monóxido de carbono CO e hidrógeno H₂. La membrana 25 está conectada a un reactor de desplazamiento de gas de agua en donde se hace que el monóxido de carbono restante reaccione catalíticamente con vapor bajo una presión y temperatura altamente incrementadas, de modo que el monóxido de carbono restante es oxidado por el vapor en hidrógeno y dióxido de carbono. La reacción se produce preferiblemente en dos etapas de temperatura diferentes con diferente material de catalizador y para transformar por completo el monóxido de carbono en los productos de reacción de hidrógeno y dióxido de carbono. Los gases se separan normalmente por la técnica de adsorción en forma de PSA (siglas inglesas de adsorción por oscilación de presión), resultando dos corrientes totalmente separadas con alta pureza y grado de separación.

La Fig. 1 describe el método de la presente invención por medio de un diagrama de flujo. La noción de la invención es gasificar la biomasa con el fin de producir en una primera etapa un gas de síntesis S (H₂/CO), con un alto valor calórico, en donde el vapor sobrecalentado se reduce a gas de síntesis S (H₂/CO). El diagrama de flujo para el proceso en la Fig. 1 describe un estado en el que el método de la presente invención se ejecuta continuamente. En la práctica, sin embargo, es necesario para iniciar el proceso desde un estado en frío, tanto para la biomasa como para el equipo, con el fin de llevar a cabo el método de la presente invención. Esto se hace preferiblemente mediante el uso de un quemador de gas. Este quemador se precalentará y almacenará energía en el revestimiento cerámico de la cámara de combustión 5 y en el árbol de reducción 12. Este precalentamiento se realiza hasta que se haya alcanzado el punto de ajuste de temperatura (más de 1000°C) y el proceso cumple con sus propias necesidades de energía. El combustible de precalentamiento está preferiblemente en forma de gas. En realidad, se puede utilizar cualquier combustible deseado que precaliente adecuadamente el equipo.

El procedimiento continuo de la presente invención se describe a continuación, con referencia a los diagramas de flujo de la Fig. 1 y la Fig. 2.

En la primera etapa, la biomasa se seca con aire caliente de entrada, que va a una etapa de combustión en el proceso tal como se describe a continuación. La biomasa seca es bajada a la cámara de pirólisis 6 en la unidad de reactor 3. Esto se muestra por la flecha B en la Fig. 1. El aire precalentado durante una etapa de combustión tiene una alta capacidad para el secado de la biomasa. El vapor de agua puede ser recogido y utilizado en una etapa de reducción del proceso tal como se describe a continuación.

La segunda etapa se lleva a cabo en una unidad de reactor 3, en donde se produce la primera pirólisis y luego la combustión (oxidación) en las cámaras aisladas de material cerámico 5 y 6. Aire precalentado procedente del soplador de aire 8 y el segundo regenerador 15, calienta primero el combustible para impulsar la pirólisis, disipar las sustancias volátiles y quemar parcialmente el combustible para formar un residuo de coque (que se utiliza para la tercera etapa) y gases inflamables. Las sustancias inflamables ligeras se pirolizan primero con aire caliente y la combustión incompleta hasta que sólo quede carbono (coque). Mediante inyección de aire precalentado, desde el primer soplador de aire 8 y el segundo dispositivo regenerador 15, la combustión de los gases se completa en una cámara de post-combustión 6, en donde el aire sobrecalentado quema completamente todos los gases y sustancias volátiles. El aire se calienta por medios regenerativos a partir de los gases de síntesis S salientes. El proceso de combustión se regula manteniendo el oxígeno saliente en un nivel particular y una temperatura de alrededor de 1500-1600°C. Esta combustión deja la mayor parte del carbono fuera de la reacción hasta que es bajado a la tercera etapa. Componentes pesados (alquitrán) y componentes complejos (compuestos aromáticos) pueden ser alterados a las altas temperaturas en la cámara de post-combustión 6 y pueden ser llevados a la fase de escape en forma de CO₂ elemental y H₂O.

Los gases salientes (CO₂, N₂ y H₂O) de la cámara de post-combustión 6 tienen preferiblemente una temperatura de más de 1600°C. Estos gases salientes pasan a través del primer dispositivo regenerador 7 en donde se produce un intercambio de calor, es decir, los gases salientes son enfriados, preferiblemente a 250-300°C, mientras que el vapor de agua procedente del evaporador 9 se calienta, preferiblemente a alrededor de 1500°C. El tratamiento del vapor se describe con mayor detalle más adelante.

Los gases salientes (CO₂, N₂ y H₂O) enfriados pasan ahora a través de un evaporador 9, en donde se produce un enfriamiento adicional, preferiblemente a alrededor de 150°C, y desde el evaporador 9 los gases salientes (CO₂, N₂ y H₂O) fluyen hacia los lavadores de gases 28 y 29.

En el caso de los lavadores de gases 28 y 29, los gases de escape de salida se limpian de partículas y se regulan las emisiones de los mismos (NO_x, SO_x).

- Los gases de escape salientes (CO_2 , N_2 y H_2O) del primer intercambiador de calor 7 fluyen a través del ciclón 20 para separar el material tosco de los gases salientes (CO_2 , N_2 y H_2O). Después, los gases salientes (CO_2 , N_2 y H_2O) atraviesan el reactor catalítico 21, el evaporador 9 [y] el primer filtro/filtro eléctrico 28. El reactor catalítico atrapa todo el NO_x de la combustión. Se ha de mantener la temperatura en alrededor de 250°C y añadir amoníaco (NH_3) para impulsar la reacción catalítica. Cuando se ha completado la reducción de NO_x , solamente permanecen nitrógeno puro y vapor de agua. El precipitador electrostático 28 atrapa todas las partículas de la combustión. Después, los gases de escape salientes (CO_2 , N_2 y H_2O) van al secador 1, en donde el calor se utiliza para el secado de la biomasa entrante.
- El gas de síntesis S se produce en el árbol de reducción 12 y atraviesa el segundo regenerador 15 y se comprime en el compresor 17, después de lo cual pasan a través de un filtro mecánico 23 antes de llegar al depósito 24 en donde prevalece un exceso de presión adecuado. El gas de síntesis S comprimido fluye desde el depósito 24 a través de la membrana 25 en donde los gases salientes (CO y H_2) se dividen en hidrógeno puro y monóxido de carbono puro a alta presión. El monóxido de carbono (CO) constituye alrededor del 50% del gas de síntesis, mientras que el hidrógeno (H_2) constituye el resto.
- El agua se alimenta a una bomba 2 y, a continuación, aumentada en temperatura por el evaporador 9, a la fase gaseosa (vapor). El gas pasa luego a través del primer dispositivo regenerador 7, en donde la temperatura se eleva sustancialmente, preferiblemente hasta un nivel de alrededor de 1500°C . El vapor calentado sufre a continuación una reducción en el árbol de reducción 12. La reducción se lleva a cabo en varias etapas, realizándose cada una de las etapas de reducción en un compartimento de reducción 13A-13C.
- De esta manera, el vapor calentado se reduce durante una primera etapa de reducción en el primer compartimento de reducción 13A, siendo dicho compartimento el compartimento más inferior en el árbol de reducción 12. En el primer compartimento de reducción 13A el vapor reacciona con el combustible coquizado de la cámara de combustión 5, siendo recogido dicho combustible coquizado a través del árbol de reducción 12. A este respecto, se observará que después de que el combustible coquizado ha pasado a través de todos los compartimentos de reducción anteriores el combustible coquizado ha sido agotado durante su recorrido a través de los compartimentos de reducción 13C-13A en el árbol de reducción 12. Sin embargo, ya que el contenido de H_2O es relativamente alto, el combustible coquizado en la cámara de reducción 13A está listo para llevar a cabo una reducción adecuada del vapor, es decir, el resultado de la reducción es un gas de síntesis parcialmente reducido.
- Cuando el vapor ha sido tratado en la primera etapa de reducción, es decir, ha pasado a través del compartimento de reducción 13A, el gas de síntesis S parcialmente reducido se alimenta de nuevo al primer dispositivo regenerador 7. Cuando el gas de síntesis parcialmente reducido pasa de nuevo por el primer dispositivo regenerador 7, la temperatura del gas de síntesis parcialmente reducido se eleva a un nivel de alrededor de 1500°C . El gas de síntesis calentado, parcialmente reducido sufre de nuevo una reducción, esto se realiza haciendo que el gas de síntesis parcialmente reducido pase a través del segundo compartimento de reducción 13B en donde se produce una reducción similar a la descrita en relación con el primer compartimento de reducción 13A. Dado que el combustible coquizado está menos agotado en el segundo compartimento de reducción 13B, en comparación con el primer compartimento de reducción 13A, se produce una reducción adecuada en el segundo compartimento de reducción 13B, incluso si el contenido de gas de H_2O en el gas de síntesis parcialmente reducido es menor que durante la primera etapa de reducción. El gas de síntesis parcialmente reducido que abandona la segunda cámara de reducción 13B se reutilizará para el primer dispositivo regenerador 7. El gas de síntesis parcialmente reducido será de nuevo sometido a un aumento de temperatura cuando el gas de síntesis parcialmente reducido pasa a través del primer dispositivo regenerador 7, preferiblemente a alrededor de 1500°C .
- El proceso de reducción continúa ahora con aún otra etapa de reducción. El equipo, tal como se muestra en la Fig. 1, tiene todavía otra cámara de reducción 13C. Esto significa que se lleva a cabo aún otra etapa de reducción de la misma manera a como se describió antes.
- Gracias al sobrecalentamiento del gas de síntesis parcialmente reducido entre cada etapa de reducción, la fuerza impulsora es suficiente para la reacción y casi todo el H_2O se reduce a CO y H_2 .
- Cuando el gas de síntesis parcialmente reducido ha pasado a través de la última etapa de reducción, el gas de síntesis parcialmente reducido se ha convertido en un gas de síntesis S completamente reducido, que es succionado a través del segundo regenerador 15, enfriando al gas síntesis S. El gas de síntesis S se compone de una mezcla de CO y H_2 . Este gas puede ser refinado de nuevo a biocombustible líquido, p. ej., mediante un proceso de Fischer-Tropsch o similares.
- El gas de síntesis S es comprimido en el compresor 17, es limpiado en el filtro 23 y es separado a través de la membrana 25 en una corriente de hidrógeno (H_2) y una corriente de monóxido de carbono (CO). Este hidrógeno es la mitad del producto saliente. La corriente de monóxido de carbono es recogida a través de un reactor de desplazamiento de gas de agua junto con el agua. El monóxido de carbono (CO) se transforma en dióxido de carbono (CO_2) al reaccionar con el oxígeno en el vapor de agua que, a su vez, se convierte en hidrógeno. Al permitir

que la reacción de desplazamiento de gas de agua se produzca a temperatura tanto elevada como baja, se puede hacer una transformación casi completa del gas.

Los dos gases se separan preferiblemente mediante la técnica de adsorción (PSA) en dos corrientes separadas en las que el dióxido de carbono es un producto residual y el hidrógeno forma la otra mitad de la corriente de producto.

- 5 Es necesario mantener lo más baja posible la dilución entre las etapas para mantener eficaz el proceso. Si los gases de combustión se dirigen a la etapa de reducción, existirá una dilución con nitrógeno y una disminución en el contenido calórico de los productos salientes. Esto requiere una regulación de los gases y de la presión para lograr la plena capacidad para el proceso y la regulación de la presión es la clave para esto.

- 10 La presión en el sistema se utiliza para reducir al mínimo la dilución entre las tres etapas de secado, combustión y reducción. Esto también es necesario cuando la transferencia de masa de sólidos está abierta entre las tres etapas. Por esta razón, la presión en las cámaras de combustión (etapa dos) es la más baja, seguido de la cámara de reducción, para reducir al mínimo la transferencia de gases entre estas dos etapas. El secado tendrá una presión más alta que las otras dos etapas para evitar que los gases calientes escapen por error.

Modificaciones adecuadas de la invención

- 15 Mediante la adición de oxígeno y el enriquecimiento de la etapa de post-combustión, debería ser posible para mejorar adicionalmente el procedimiento. Sería necesario equilibrar la carga de calor del gas saliente contra el calor necesario en la etapa de reducción. Una mayor concentración de CO₂ sería el resultado hasta la limpieza de los gases, lo que permite una limpieza algo más fácil y energéticamente más eficaz de un flujo de masa inferior.

- 20 La realización del equipo mostrado en la Fig. 1 tiene tres cámaras de reducción. Sin embargo, dentro del alcance de la presente invención, el número de cámaras de reducción puede ser más o menos de tres. En general, el número de cámaras de reducción no será de menos de dos ni de más de cinco.

En el método y equipo descritos anteriormente, se utiliza una técnica de membrana para limpiar los gases salientes. Sin embargo, dentro del alcance de la presente invención son posibles otras técnicas de separación de gas.

- 25 Tamices moleculares (en inglés: Pressure Swing Adsorption (PSA)) son un método alternativo en el que los gases a presión alimentan zeolitas y carbón vegetal activado para separar el nitrógeno de las corrientes de gas. La limpieza del gas por este método requiere que el agua sea separada antes de la limpieza y con este proceso es necesario restablecer este agua al proceso en la etapa de reducción.

Como una alternativa al primer filtro/filtro eléctrico 28 en la unidad de limpieza, el polvo recogido se puede alimentar de nuevo a la cámara de combustión 5.

- 30 En la descripción anterior del método de la presente invención, se presenta como un método impulsado principalmente bajo la presión ambiente. Si se construye una unidad más grande, puede y será posible aumentar la presión y, con ello, lograr una mayor densidad para todo el proceso. En la práctica, esto significa menos de acero y material refractario por unidad de producción, es decir, una menor inversión por unidad de gas de síntesis producido.

- 35 Los cambios más importantes en el equipo serán que los ventiladores y sopladores deben ser compresores y turbinas. La unidad de reactor 3 consistirá en un recipiente a presión. Todas las tuberías tienen que ser adaptados a la presión real. Los regeneradores tienen que ser más seguros frente a la presión y los equipos de limpieza de gases tienen que ser modificados.

- 40 Para reducir las emisiones al entorno se puede utilizar aire para secar la biomasa entrante. El aire será entonces calentado por los gases de escape salientes de la etapa de post-combustión o el gas de síntesis procedente de la gasificación de la biomasa. Las partículas y los gases disipados en la etapa de secado pueden entonces quemarse en el estado de post-combustión.

REIVINDICACIONES

1. Método para la producción de hidrógeno (H_2) a partir de biomasa, en el que dicho método comprende las etapas de secado de la biomasa, pirólisis de la biomasa para conseguir coque y combustión de los gases de la pirólisis para formar gases (CO_2 , N_2 y H_2O), comprendiendo el método las etapas adicionales de someter los gases (CO_2 , N_2 y H_2O) que emergen de la etapa de combustión a un primer intercambio de calor, en donde los gases (CO_2 , N_2 y H_2O) que emergen de la etapa de combustión se enfrían, el agua se evapora en una etapa de evaporación por medio del contenido calórico de los gases (CO_2 , N_2 y H_2O) que emergen de la etapa de combustión, el vapor se somete a intercambio de calor en donde el vapor se calienta, el vapor se reduce a un gas de síntesis (S) que consiste en hidrógeno (H_2) y monóxido de carbono (CO), esta reducción se produce mediante reacción con el combustible coquizado, y el gas de síntesis (S) se somete a una separación del gas para obtener hidrógeno puro, caracterizado por que, en una etapa de tratamiento adicional, el monóxido de carbono se somete a una reacción de desplazamiento de gas de agua, y el vapor suministrado forma hidrógeno (H_2) con dióxido de carbono (CO_2) como producto residual, y el hidrógeno (H_2) se separa del dióxido de carbono (CO_2) en una etapa de separación de gas final.
2. Método de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado por que el gas de síntesis obtenido durante la reducción sufre un intercambio de calor, en donde el gas de síntesis se enfría y el aire utilizado en la combustión se calienta.
3. Método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizado por que el enfriamiento de los gases (CO_2 , N_2 y H_2O) que emergen de la gasificación y el calentamiento del vapor de agua se realizan en una etapa de intercambio de calor común.
4. Método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizado por que el enfriamiento de los gases (CO_2 , N_2 y H_2O) que emergen de la gasificación con intercambio de calor se realiza en dos etapas separadas.
5. Método de acuerdo con la reivindicación 4, caracterizado por que se inicia una reacción con combustible coquizado procedente de la gasificación en la primera etapa de reducción de gas de síntesis (S), y dicho combustible coquizado ha participado en la etapa de reducción precedente.
6. Equipo para llevar a cabo un método para la producción de hidrógeno (H_2) a partir de biomasa, en donde dicho equipo comprende una unidad de almacenamiento (1) para la biomasa y una unidad de reactor (3) para llevar a cabo una pirólisis de la biomasa y combustión de los gases de la pirólisis, el equipo comprende también primeros medios intercambiadores de calor (7, 9) para recibir gases salientes (CO_2 , N_2 y H_2O) procedentes de la unidad de reactor (3), una unidad de limpieza de gases (21, 28, 29) para recibir los gases salientes (CO_2 , N_2 y H_2O) enfriados en los primeros medios intercambiadores de calor (7, 9), medios (9) para evaporar agua (H_2O (1)), medios (2) para suministrar vapor (H_2O (g)) a los primeros medios intercambiadores de calor (7, 9), y un árbol de reducción (12) conectado a la unidad de reactor (3) para llevar a cabo la reducción en varias etapas del vapor (H_2O (g)) para obtener un gas de síntesis (S), caracterizado por que la unidad de separación de gases (23, 24, 25) para separar el gas de síntesis (S) en monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H_2) y medios (WGS) para llevar a cabo una reacción de desplazamiento de gas de agua del monóxido de carbono (CO) para obtener hidrógeno (H_2) y dióxido de carbono (CO_2).
7. Equipo de acuerdo con la reivindicación 6, caracterizado por que los primeros medios intercambiadores de calor comprenden un primer dispositivo regenerador (7).
8. Equipo de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 6-7, caracterizado por que los segundos medios intercambiadores de calor están compuestos de un segundo regenerador (15).
9. Equipo de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 6-7, caracterizado por que el árbol de reducción (12) comprende al menos dos compartimientos de reducción (13A a 13C).

Fig. 1



