

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 471 982**

51 Int. Cl.:

<b>C10J 3/58</b>	(2006.01)	<b>C10K 1/14</b>	(2006.01)
<b>C10J 3/20</b>	(2006.01)	<b>C10K 1/32</b>	(2006.01)
<b>B01D 53/22</b>	(2006.01)	<b>B01J 7/00</b>	(2006.01)
<b>C10J 3/00</b>	(2006.01)		
<b>C10J 3/66</b>	(2006.01)		
<b>C10B 49/02</b>	(2006.01)		
<b>C10B 53/02</b>	(2006.01)		
<b>C10J 3/62</b>	(2006.01)		
<b>C10K 1/00</b>	(2006.01)		
<b>C10K 1/12</b>	(2006.01)		

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.12.2007 E 07852098 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.03.2014 EP 2092044**

54 Título: **Proceso y equipamiento para la producción de gas de síntesis a partir de biomasa**

30 Prioridad:

**14.12.2006 SE 0602488**

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

**27.06.2014**

73 Titular/es:

**CORTUS AB (100.0%)  
NORRGARDSVAGEN 4A  
192 69 SOLLENTUNA, SE**

72 Inventor/es:

**LJUNGGREN, ROLF**

74 Agente/Representante:

**PÉREZ BARQUÍN, Eliana**

**ES 2 471 982 T3**

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

## DESCRIPCIÓN

Proceso y equipamiento para la producción de gas de síntesis a partir de biomasa

### 5 **Campo técnico de la invención**

La presente invención se refiere a un proceso para la producción de gas de síntesis a partir de biomasa, comprendiendo dicho proceso las etapas de secar la biomasa y gasificar la biomasa. La presente invención también se refiere a un equipamiento para llevar a cabo el proceso de acuerdo con la presente invención.

10 Este nuevo proceso para gasificación de biomasa basado en generadores de gas, purificación de gas y calentamiento regenerativo será más eficiente que cualquier solución conocida y susceptible de ser usado de una escala media (comunidad) a una gran escala (industria).

### 15 **Técnica anterior**

La gasificación de biomasa es una importante fuente de energía "verde". Esto es principalmente debido tanto a su capacidad para ser renovable como a no aportar dióxido de carbono a la atmósfera. Esta es también la fuente de gases de síntesis para la segunda generación de producción de biocombustible líquido.

20 Encontrar el proceso más eficiente para la gasificación de biomasa (madera) es un objetivo en curso en todo el mundo. La mayor parte de las iniciativas para la gasificación se enfocan a calderas donde se proporciona vapor y electricidad en paralelo a la gasificación. Este proceso se focaliza en la generación de calor y reciclado sin formación de vapor.

25 Del documento JP 4096995 se conoce previamente un proceso para la producción de gas de alta energía, partiendo dicha producción de una mezcla de gas de batería de coque y gas de convertidor. Se añade gas oxígeno a la mezcla. En una fase subsiguiente se produce gas metano. En una fase final de la producción del gas de alta energía se elimina el gas nitrógeno presente por separación criogénica.

30 En el documento DE 19720331 A1, se describe un proceso para la producción de gas de síntesis a partir de biomasa usando pirolisis y combustión con una etapa de intercambio de calor.

### 35 **Objetos y características de la invención**

El objeto principal de la presente invención es presentar un proceso para la producción de un gas de síntesis que tiene un alto poder calorífico.

40 Un objeto adicional de la presente invención es eliminar el nitrógeno de los gases de combustión.

También un objeto adicional de la presente invención es reducir el gas purificado, es decir, el gas del que se ha eliminado el nitrógeno.

45 Un objeto más adicional de la presente invención es llevar a cabo un número de etapas de intercambio de calor durante el proceso.

50 Al menos el objeto primario de la presente invención es realizado mediante un proceso al que se ha dado los rasgos característicos de la reivindicación independiente 1 adjunta. En las reivindicaciones dependientes se definen realizaciones preferidas de la invención.

### 55 **Breve descripción de los dibujos**

Una realización preferida de la invención se describirá ahora haciendo referencia a los dibujos acompañantes, en los que:

55 la figura 1 muestra un diagrama de flujo de un proceso preferido de acuerdo con la presente invención, dicho diagrama también muestra esquemáticamente unidades que forman un equipamiento para llevar a cabo el proceso;

60 la figura 2 muestra un diagrama de flujo de un proceso de purificación de gas preferido de acuerdo con la presente invención, dicho diagrama también muestra esquemáticamente unidades que forman un equipamiento para llevar a cabo el proceso de purificación; y

65 la figura 3 muestra un diagrama de flujo de una realización alternativa de la presente invención donde se usa quemadores radiantes con intercambio de calor interno y posiblemente reactores catalíticos para calentar indirectamente la etapa de reducción.

**Descripción detallada de una realización preferida de la invención**

En la figura 1 se muestran esquemáticamente un número de unidades que forman el equipamiento para llevar a cabo el proceso. Los conductos, tubos etc. que conectan las unidades del equipamiento no se describen o se muestran de forma detallada. Los conductos, tubos, etc. son de diseño adecuado para llevar a cabo su función, es decir, para transportar gases y sólidos entre las unidades del equipamiento.

El equipamiento comprende una unidad de almacenamiento de suministro 1 para la biomasa. La biomasa es normalmente bien madera o cultivos que se cultivan y cosechan especialmente para este fin o subproductos de las industrias de pulpa y papel u otras industrias. La unidad de almacenamiento de suministro 1 se diseña para permitir que una corriente de nitrógeno calentado pase a través de la unidad de almacenamiento para secar la biomasa. La biomasa tiene algunas desventajas como combustible debido a que se cosecha con un gran nivel de agua (humedad) lo que reduce su poder calorífico y requiere secado antes de su uso. Muchos de los subproductos se peletizan para ser más fáciles de manipular (antes y después del secado). Hay también una posibilidad de coqueizar la madera y tener una fuente de energía más pura.

El equipamiento también comprende una unidad de reactor 3 que en cambio comprende una cámara de pirólisis 5 y una cámara de combustión 6, ambas cámaras están equipadas normalmente con un revestimiento cerámico. El equipamiento también comprende un primer ensamblaje de regenerador 7 que está conectado a la cámara de combustión 6 de la unidad de reactor 3. La finalidad del primer ensamblaje de regenerador 7 es efectuar el intercambio de calor a temperaturas extremadamente altas, es decir, en la magnitud de 1500 a 1600° C. Normalmente un regenerador comprende material cerámico. El primer ensamblaje de regenerador 7 está conectado también a un primer intercambiador de calor 9 que está incluido en el equipamiento de la presente invención. El primer ensamblaje de regenerador 7 y el primer intercambiador de calor 9 juntos forman un primer medio de intercambio de calor. El primer intercambiador de calor 9 está conectado a una unidad de purificación de gas 10 que forma también una parte del equipamiento de acuerdo con la presente invención. La unidad de purificación de gas 10 se describirá con más detalle a continuación.

Se conecta un primer ventilador de aire 8 con el primer ensamblaje de regenerador 7, dicho primer ventilador de aire 8 forma una parte del equipo de acuerdo con la presente invención. El primer ensamblaje del regenerador 7 está también conectado a la cámara de combustión 6 para dejar que el aire del primer ventilador de aire 8 sea suministrado a la cámara de combustión 6.

Entre la unidad de purificación de gas 10 y el primer ensamblaje del regenerador 7 se provee una soplante rotatoria 11, dicha soplante rotatoria 11 es una parte del equipamiento de acuerdo con la presente invención. Por tanto, la unidad de purificación de gas 10 está conectada a la soplante rotatoria y la soplante rotatoria 11 está en cambio conectada al primer ensamblaje de regenerador 7.

El equipamiento de acuerdo con la presente invención también comprende una línea de reducción 12 que está conectado con la cámara de pirólisis 5 de la unidad de reactor 3. La línea de reducción 12 está dividida en un número de compartimentos 13A-13C, cada compartimento 13A-13C lleva a cabo una etapa de reducción. Una válvula cerámica (no mostrada) controlará el transporte de combustible coque desde la cámara de pirólisis 5 a la línea de reducción 12. En el final de la línea de reducción 12 hay una bolsa de escoria 14, en la que se recoge la ceniza y escoria que queda.

Adyacente a la unidad de reactor 3 y a la línea de reducción 12 hay un segundo medio de intercambio de calor en la forma de un segundo regenerador 12 que está conectado a ambas cámara de pirólisis 5 y la línea de reducción 12. El segundo regenerador 15 está incluido en el equipamiento de acuerdo con la presente invención. El segundo regenerador 5 está también conectado a un segundo ventilador de aire 16 y a un tercer ventilador de aire 17, dichos ventiladores de aire 16, 17 están incluidos en el equipamiento de acuerdo con la presente invención. El segundo ventilador de aire 16 está soplando aire dentro del segundo regenerador 15 mientras que el tercer ventilador de aire 17 está succionando gas de síntesis S desde el segundo regenerador 15.

En la figura 2 la unidad de purificación de gas 10 se muestra con más detalle. La unidad de purificación 10 comprende un ciclón 20 que está conectado con un reactor catalítico 21 que también está incluido en la unidad de purificación 10. El reactor catalítico 21 está conectado con el primer intercambiador de calor 9 que también está conectado con un primer filtro 28 que constituye preferiblemente un precipitador electrostático, dicho primer filtro 28 está incluido en la unidad de purificación 10. El primer filtro 28 está conectado con un lavador 29 que está incluido en la unidad de purificación 10. El lavador 29 está conectado a un compresor 22 que está incluido en la unidad de purificación 10, dicho compresor 22 está conectado a un segundo filtro 23 que está incluido en la unidad de purificación 10. El segundo filtro 23 es preferiblemente un filtro mecánico. El segundo filtro 23 está conectado a un tanque 24 que es parte de la unidad de purificación 10. El tanque 24 es adecuado para alojar una presión positiva, dicha presión positiva se encuentra normalmente en la magnitud de aproximadamente 700 a 1100 kPa (7 a 11 bar). El tanque 24 está conectado a una membrana 25 que es parte de la unidad de purificación 10. En la membrana 25 el gas de salida se divide en el gas de proceso P ( $H_2O/CO_2$ ) y el gas nitrógeno  $N_2$ . La membrana 25 está conectada a una turbina 26 que es movida por el gas nitrógeno  $N_2$ . La línea de salida 27 de la turbina 26 se usa preferiblemente

para accionar la soplante rotativa 11.

En la figura 1 el proceso de la presente invención se ilustra por medio de un diagrama de flujo. La idea de la invención es gasificar la biomasa para generar un gas de síntesis S ( $H_2/CO$ ) con un alto poder calorífico donde se elimina el nitrógeno antes de la reducción de los productos de combustión en gas de síntesis S ( $H_2/CO$ ). El diagrama de flujo del proceso de la figura 1 ilustra un estado en el que el proceso de acuerdo con la presente invención se lleva a cabo de forma continua. Sin embargo, en la práctica es necesario iniciar el proceso desde un estado frío tanto de la biomasa como del equipo para llevar a cabo el proceso de la presente invención. Esto se realiza preferiblemente mediante uso de un quemador de gas. Este quemador precalentará y almacenará energía en el revestimiento cerámico de la cámara de pirólisis 5 así como también la línea de reducción 12. Este precalentamiento será llevado a cabo hasta que se llegue a las temperaturas fijadas (por encima de  $1000^{\circ}C$ ) y el proceso cubra toda su demanda de energía. El combustible para el precalentamiento será preferiblemente gaseoso. Actualmente cualquier combustible hará que pueda precalentar el equipamiento suficientemente.

El proceso continuo de acuerdo con la presente invención se describirá a continuación, haciendo referencia a los diagramas de flujo de las figuras 1 y 2.

En la primera fase la biomasa se seca mediante gas nitrógeno  $N_2$  calentado saliente a una presión elevada. El gas nitrógeno  $N_2$  se genera en una etapa de purificación por membrana del proceso que se describirá a continuación. La biomasa secada baja a la cámara de pirólisis 5 de la unidad de reactor 3. Esto se ilustra con la flecha A en la figura 1. El gas nitrógeno  $N_2$  de una etapa de purificación por membrana se encuentra virtualmente libre de vapor de agua y presenta una mayor capacidad de secar la biomasa. El vapor de agua se recoge y se usa en una etapa de reducción del proceso que se describirá a continuación.

La segunda fase se efectúa en la unidad de reactor 3 donde primero se realiza la pirólisis y luego la combustión (oxidación) en las cámaras aisladas cerámicas 5 y 6. En primer lugar aire precalentado, del segundo ventilador de aire 16 y del segundo regenerador 15, calienta el combustible para llevar a cabo la pirólisis, retirar los volátiles y quemar parcialmente el combustible dando lugar a un resto de coque (usado para la tercera fase) y gases combustibles. Los combustibles ligeros se pirolizan en primer lugar con aire caliente y combustión incompleta hasta que queda solo carbón (coque). Una segunda inyección de aire precalentado, del primer ventilador de aire 8 y del primer ensamblaje del regenerador 7, llena la combustión de los gases en una cámara de combustión 6, donde aire supercalentado quema por completo todos los componentes gaseosos y volátiles. El aire es precalentado de una forma regenerativa desde los gases de síntesis salientes S y parcialmente los gases de la combustión ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ). El proceso de combustión se controla manteniendo el oxígeno saliente a un nivel y temperatura fijas a  $1500-1600^{\circ}C$ . Esta combustión de dos fases deja la parte principal del carbón fuera de la reacción hasta que caiga a la tercera fase. Los componentes pesados (alquitrán) y componentes complejos (aromas) pueden ser destruidos con la alta temperatura en la cámara de combustión 6 y conducidos a la fase gaseosa como  $CO_2$  y  $H_2O$  elementales.

Los gases salientes ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) de la cámara de combustión 6 tienen preferiblemente una temperatura por encima de  $1600^{\circ}C$ . Dichos gases de salida pasan a través del primer ensamblaje del regenerador 7 donde tiene lugar un intercambio de calor, es decir, los gases salientes se enfrían, preferiblemente hasta  $250-300^{\circ}C$ , mientras que el gas de proceso P de la unidad de purificación de gas 10 se calienta, preferiblemente hasta aproximadamente  $1500^{\circ}C$ . El tratamiento del gas de proceso se describirá con mayor detalle a continuación.

Los gases de salida enfriados ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) pasan ahora por un primer intercambiador de calor 9 donde tiene lugar un enfriamiento adicional, preferiblemente hasta aproximadamente  $40^{\circ}C$ , y desde el primer intercambiador de calor 9 los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) fluye hasta la unidad de purificación de gas 10. Es necesario enfriar los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) antes de que entren en la unidad de purificación de gas 10.

En la unidad de purificación de gas 10 los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) son divididos en un gas de proceso P y gas nitrógeno  $N_2$ . En referencia a la figura 2 la etapa de purificación se describirá ahora con mayor detalle a continuación.

Antes de que los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) del primer ensamblaje de regenerador 7 entren en la unidad de purificación de gas 10 fluyen a través del ciclón 20 para separar el material grueso de los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ). Luego los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) pasan a través del reactor catalítico 21, por el primer intercambiador de calor 9, por el primer filtro/precipitador electrostático 28 y por el lavador 29. El reactor catalítico cogerá todo el  $NO_x$  de la combustión. Es necesario mantener la temperatura en torno a  $250^{\circ}C$  y añadir amonio ( $NH_4$ ) para conducir la reacción catalítica. Completada la reducción de  $NO_x$  solo quedará nitrógeno puro y vapor de agua. El precipitador electrostático 28 captará todas las partículas de la combustión. El lavador 29 arrastrará los compuestos de azufre, tales como  $SO_2$  y  $H_2S$  del gas de proceso. Esto se realiza normalmente mediante un líquido cáustico en un flujo en contracorriente.

Luego los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) llegan al compresor 22 que presuriza los gases de salida ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) y pasan a través del segundo filtro mecánico 23 antes de que entren en el tanque 24, en el que se presenta una presión positiva adecuada. Los gases de salida comprimidos ( $CO_2$ ,  $N_2$  y  $H_2O$ ) fluyen desde el tanque 24 a través de

la membrana 25 donde se dividen los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) en un gas de proceso purificado P y gas nitrógeno  $\text{N}_2$  seco a alta presión. El gas nitrógeno  $\text{N}_2$  se puede usar para accionar la turbina 26 que por su parte acciona la soplante rotatoria 11. El gas nitrógeno  $\text{N}_2$  constituye aproximadamente el 70% de los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) mientras que el gas de proceso P constituye aproximadamente el 30 % de los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ).

El gas nitrógeno  $\text{N}_2$  que abandona la unidad de purificación 10 tiene una temperatura preferiblemente de aproximadamente  $40^\circ\text{C}$ . El gas nitrógeno  $\text{N}_2$  se alimentó al primer intercambiador de calor 9 donde se calienta el gas nitrógeno  $\text{N}_2$ , preferiblemente a aproximadamente  $200^\circ\text{C}$ . Este gas de nitrógeno  $\text{N}_2$  calentado se usa para secar la biomasa en la unidad de almacenamiento de suministro 1. Después de efectuar el secado del gas de nitrógeno  $\text{N}_2$  que abandona la unidad de almacenamiento de suministro 1 está húmedo debido a la absorción de agua.

El gas de proceso P que abandona la unidad de purificación 10 se alimenta a una soplante rotatoria 11 y luego mediante la soplante rotatoria 11 se fuerza a pasar a través del primer ensamblaje de regenerador 7 donde la temperatura del gas de proceso P se aumenta de forma extensiva, preferiblemente hasta un nivel de aproximadamente  $1500^\circ\text{C}$ . El gas de proceso calentado P se someterá luego a reducción en la línea de reducción 12. La reducción se efectúa en varias fases, donde cada fase de reducción se lleva a cabo en un compartimento de reducción 13A-13C.

Por tanto el gas de proceso calentado P se reduce en una primera fase de reducción en el primer compartimento de reducción 13A, dicho compartimento es el menor compartimento en la línea de reducción 12. En el primer compartimento de reducción 13A el gas de proceso P reacciona con el combustible coquizado de la cámara de pirólisis 5, dicho combustible coquizado baja a la línea de reducción 12. En esta conexión se debería apuntar que debido a que el combustible coquizado ha pasado a través de todos los compartimentos de reducción el combustible coquizado se ha eliminado durante su viaje a través de los compartimentos de reducción 13C-13A de la línea de reducción 12. Sin embargo, debido a que los contenidos de los gases  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  son relativamente altos en el gas de proceso P que viene de la unidad de purificación 10 el combustible coquizado en la cámara de reducción 13A logrará llevar a cabo una reducción apropiada del gas de proceso P, es decir, el resultado de la reducción será un gas de síntesis S parcialmente reducido.

Cuando el gas de proceso P ha sido tratado en la primera etapa de reducción, es decir, ha pasado a través de la cámara de reducción 13A, el gas de síntesis S parcialmente reducido se alimentará de nuevo al primer ensamblaje de regenerador 7. Cuando el gas de síntesis S reducido parcialmente pasa de nuevo a través del primer ensamblaje de regenerador 7 la temperatura del gas de síntesis S parcialmente reducido se ve aumentada a un nivel de aproximadamente  $1500^\circ\text{C}$ . El gas de síntesis S parcialmente reducido calentado se someterá de nuevo a reducción, siendo esta efectuada haciendo que el gas de síntesis S parcialmente reducido pase a través de la segunda cámara de reducción 13B donde tiene lugar una reducción similar a la descrita en relación con la primera cámara de reducción 13A. Debido a que el combustible coquizado está menos agotado en el segundo compartimento de reducción 13B, en comparación con el primer compartimento de reducción 13A, se llevará a cabo una reducción apropiada en el segundo compartimento de reducción 13B incluso si los contenidos de los gases  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  en el gas de síntesis S parcialmente reducido son menores que durante la primera etapa de reducción. El gas de síntesis S parcialmente reducido que abandona la segunda cámara de reducción 13B retornará al primer ensamblaje de regenerador 7. El gas de síntesis S parcialmente reducido se someterá de nuevo a un aumento de temperatura cuando el gas de síntesis S parcialmente reducido pase a través del primer ensamblaje de regenerador 7, preferiblemente a aproximadamente  $1500^\circ\text{C}$ .

El procedimiento de reducción continúa ahora con una etapa de reducción adicional. El equipamiento mostrado en la figura 1 presenta una cámara de reducción más 13C. Esto significa que se lleva a cabo una reducción adicional de una forma similar a la descrita anteriormente.

Debido al supercalentamiento del gas de síntesis S parcialmente reducido entre cada etapa de reducción la fuerza de accionamiento para la reacción es suficiente y casi todo el  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  se reducirá a  $\text{CO}$  e  $\text{H}_2$ .

Cuando el gas de síntesis S parcialmente reducido se ha sometido a la última etapa de reducción el gas de síntesis S parcialmente reducido se ha desarrollado hasta un gas de síntesis S completamente reducido que es succionado por el segundo ventilador 17 hasta el segundo regenerador 15 donde se enfría el gas de síntesis S. El gas de síntesis S constituye una mezcla de  $\text{CO}$  e  $\text{H}_2$ . Este gas se puede refinar adicionalmente en un biocombustible líquido, por ejemplo mediante el proceso de Fischer Tropsch o similar.

La dilución entre las fases es necesaria mantenerla tan baja como sea posible para mantener la efectividad del proceso. Si el nitrógeno es portado desde secado a combustión habrá más nitrógeno para purificar en la unidad de separación de gas. Si los gases de combustión son portados hasta la fase de reducción sin ser primero purificados habrá una dilución de nitrógeno y una reducción del poder calorífico del producto de salida por este motivo. Esto requiere un control de gases y presiones para conseguir cubrir la capacidad del proceso y el control de presión es la clave de esto.

La presión en el sistema se usa para minimizar la dilución entre las tres fases de secado, combustión y reducción. Esto es también necesario cuando la transferencia de sólidos está abierta entre las tres fases. Por esta razón la presión en las cámaras de combustión (fase dos) es la menor seguida por la cámara de reducción para minimizar el porte de gases entre estas dos fases. El secado tendrá una presión mayor que las otras dos fases para evitar la salida de los gases calientes por el camino incorrecto.

En la figura 3 se establece un proceso alternativo basado en quemadores regenerativos con intercambio de calor interno y supercalentamiento de aire de combustión de entrada y calentamiento indirecto de la etapa de reducción. Las referencias numéricas correspondientes en las figuras 1 y 3 designan componentes correspondientes.

El equipamiento comprende una unidad de almacenamiento de suministro 1 para la biomasa. La biomasa es normalmente bien madera o cultivos que se cultivan y cosechan especialmente para este fin o subproductos de las industrias de pulpa y papel u otras industrias. La unidad de almacenamiento de suministro 1 se diseña para permitir que una corriente de nitrógeno calentado pase a través de la unidad de almacenamiento para secar la biomasa. La biomasa tiene algunas desventajas como combustible debido a que se cosecha con un gran nivel de agua (humedad) lo que reduce su poder calorífico y requiere secado antes de su uso. Muchos de los subproductos se peletizan para ser más fáciles de manipular (antes y después del secado). Hay también una posibilidad de coquizar la madera y tener una fuente de energía más pura.

El equipamiento también comprende una cámara de pirólisis 5 y una cámara de combustión 6, ambas cámaras citadas están normalmente equipadas con un revestimiento cerámico. En la cámara de combustión 6 se proporcionan un número de quemadores regenerativos 4, dichos quemadores regenerativos 4 presentan medios de intercambio de calor internos. El equipamiento también comprende un primer ensamblaje de regenerador 7 que está conectado con la cámara de combustión 6. El fin del primer ensamblaje de regenerador 7 es efectuar el intercambio de calor a altas temperaturas. Normalmente un regenerador comprende material cerámico. El primer ensamblaje de regenerador 7 está también conectado con un primer intercambiador de calor 9 que está incluido en el equipamiento de la presente invención. El primer ensamblaje de regenerador 7 y el primer intercambiador de calor 9 juntos forman un primer medio de intercambio de calor. El primer ensamblaje de regenerador 7 está también conectado con la cámara de combustión 6 para permitir que el gas de proceso P sea suministrado a la cámara de combustión 6. El primer intercambiador de calor 9 está conectado a una unidad de purificación de gas 10 que también forma una parte del equipo de acuerdo con la presente invención. La unidad de purificación de gas 10 corresponde a la unidad de purificación de gas de la figura 1 y se describe con más detalle en la figura 2.

Un primer ventilador de aire 8 está conectado a los quemadores regenerativos 4, mediante un segundo regenerador 15, dicho primer ventilador de aire 8 forma una parte del equipamiento de acuerdo con la presente invención. El segundo regenerador 15 está también conectado a la unidad de almacenamiento de suministro 1, estando integrado un reactor catalítico 21 en el segundo regenerador 15.

Entre la unidad de purificación de gas 10 y el primer ensamblaje de regenerador 7 se provee una soplante rotatoria 11, siendo dicha soplante rotatoria 11 una parte del equipo de acuerdo con la presente invención. Por tanto, la unidad de purificación de gas 10 está conectada a la soplante rotatoria 11, y la soplante rotatoria 11 a su vez está conectada al primer ensamblaje del regenerador 7.

El equipamiento de acuerdo con la presente invención también comprende una línea de reducción 12 que está conectado con la cámara de pirólisis 5. La línea de reducción 12 comprende un compartimento 13, que aporta a la etapa de reducción con el calor provisto desde los quemadores regenerativos 4. Una válvula cerámica (no mostrada) controlará el transporte de carbón desde la cámara de pirólisis 5 hasta la línea de reducción 12, esto se indica con la flecha C. Al fondo de la línea de reducción 12 hay una bolsa de escoria 14, en la que se recoge la ceniza y escoria que queda.

El gas de salida de los quemadores regenerativos 4 se usa para calentar adicionalmente el secador 1.

Cuando se compara el proceso llevado a cabo por el equipamiento de acuerdo con la figura 1 y el equipamiento de acuerdo con la figura 3 la diferencia principal es cómo se lleva a cabo la etapa de reducción. El equipamiento de acuerdo con la figura 1 lleva a cabo la etapa de reducción en varias fases mientras que el equipamiento de acuerdo con la figura 3 hace posible llevar a cabo la etapa de reducción en una fase. El gas de pirólisis que viene de la cámara de pirólisis 5 se somete a una combustión en los quemadores regenerativos 4 de la cámara de combustión 6. Un primer ventilador de aire 8 suministra aire de combustión al quemador regenerativo 4, dicho aire de combustión está supercalentado con los quemadores regenerativos 4. Los gases de salida de la combustión pasan a través del segundo regenerador 15 donde los gases de salida se enfrían y el aire de combustión de entrada se precalienta. Debido a que los quemadores regenerativos 4 se localizan en el compartimento de reducción 13 se incluye calentamiento indirecto desde los quemadores regenerativos 4 en la etapa de reducción del gas de proceso P, dicha etapa de reducción se lleva a cabo en el compartimento de reducción 13. El resultado de la etapa de reducción es un gas de síntesis S que se descarga del compartimento de reducción 13. El gas de síntesis S calienta la cámara de pirólisis 5 en su camino hasta el primer regenerador 7. El gas de síntesis S se alimenta

luego al primer regenerador 7 y al primer intercambiador de calor 9 para emitir calor.

Con el fin de enfatizar la eficiencia del proceso de acuerdo con la presente invención se realiza en la siguiente tabla una comparación con una referencia de generador de gas productor clásico; tabla 1, datos para un generador de gas

5 productor clásico en comparación con la presente invención.

	Clásico (gas productor)	Presente invención (gas de síntesis)
H <sub>2</sub>	4 %	48 %
CO	28 %	44 %
CO <sub>2</sub>	8 %	<1 %
N <sub>2</sub>	60 %	<7 %
Valor de calentamiento (MJ/m <sup>3</sup> )	3,92	10,65

Modificaciones factibles de la invención

10 Añadiendo oxígeno y enriqueciendo la etapa de post-combustión sería posible un refinado adicional del proceso. Sería necesario equilibrar la carga térmica del gas de salida con el calor necesario en la etapa de reducción. Una mayor concentración de CO<sub>2</sub> sería la consecuencia en la purificación del gas y con ello una purificación un poco más simple y más eficiente energéticamente, antes de la reducción.

15 En la realización del equipamiento que se muestra en la figura 1 se presentan tres cámaras de reducción. Sin embargo, dentro del alcance de la presente invención el número de cámaras de reducción puede ser más o menos que tres. Normalmente el número de cámaras de reducción no debería ser menor de dos y no más de cinco.

20 En el proceso y equipo descritos anteriormente se usa una técnica de membrana para purificar los gases de salida. Sin embargo, dentro del alcance de la presente invención son factibles otras técnicas de separación de gas.

25 La ruta clásica para extracción de CO<sub>2</sub> es solución en monoetanolamina (MEA). En el proceso con MEA el CO<sub>2</sub> es capturado en el líquido y se separa mediante destilación con calor. Este ciclo con calor también regenera la MEA. De esta forma no se encontraría presente nitrógeno en los gases liberados de salida.

30 El sistema de adsorción por presiones oscilantes (PSA) es una ruta alternativa donde los gases presurizados saturan zeolitas y el carbono activado para separar nitrógeno de las corrientes de gas. La purificación del gas por todas estas rutas exige que se separe agua antes de la purificación y en este proceso será necesario aportar este agua de nuevo al proceso a la fase de reducción.

35 Como una alternativa al primer filtro/precipitador electrostático 28 de la unidad de purificación 10 el polvo recogido puede ser realimentado a la cámara de pirólisis 5.

40 En la descripción anterior el proceso de la presente invención se establece como un proceso que se realiza principalmente a presión ambiente. Cuando se forma una unidad mayor puede ser posible aumentar la presión y con ello presentar una mayor densidad para todo el proceso. En la práctica esto significa menos acero y refractario por unidad de producción, es decir, menos inversión por unidad producida de gas de síntesis.

45 Lo principales cambios del equipamiento será que los ventiladores y soplantes requerirán ser compresores y turbinas. La unidad reactor 3 constituirá un recipiente a presión. Todos los conductos tendrán que ajustarse a la presión real. Los regeneradores tendrán que ser resistentes a la presión hasta un mayor grado y el equipamiento para limpieza de gas se verá modificado.

50 En lo referente a la realización alternativa descrita en la figura 3 los quemadores regenerativos 4 y el regenerador 15 son componentes separados del equipamiento. Sin embargo, dentro del alcance de la presente invención es factible que el regenerador 15 constituya una parte integrada de los quemadores regenerativos 4. El regenerador 15 es por tanto un ajuste múltiple de intercambiadores de calor internos en los quemadores regenerativos 4.

50 Puesto que el regenerador 15 es una parte integral de los quemadores regenerativos 4 también el reactor catalítico 21 constituirá una parte integral de los quemadores regenerativos 4.

## REIVINDICACIONES

1. Proceso para la producción de gas de síntesis (S) a partir de biomasa, comprendiendo dicho proceso una etapa de secado, una etapa de pirólisis y una etapa de combustión, caracterizado por las etapas adicionales de someter los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) de la etapa de combustión a un primer intercambio de calor, en el que los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) se enfrían, purificar los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) para conseguir un gas de proceso (P), efectuándose dicha purificación mediante eliminación de nitrógeno ( $\text{N}_2$ ) de los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ), someter el gas de proceso (P) a intercambio de calor, en el que el gas de proceso (P) se calienta, reducir el gas de proceso (P) a gas de síntesis (S), someter el gas de síntesis (S) a intercambio de calor, en el que el gas de síntesis (S) se enfría.
2. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque el enfriamiento de los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) y el calentamiento del gas de proceso (P) se efectúan en una etapa de intercambio de calor común.
3. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque el enfriamiento de los gases ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) mediante intercambio de calor se efectúa en dos etapas separadas.
4. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones previas, caracterizado porque en la etapa de purificación se genera gas nitrógeno ( $\text{N}_2$ ), y porque se usa dicho gas nitrógeno ( $\text{N}_2$ ) para secar la biomasa.
5. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones previas, caracterizado porque la reducción del gas de proceso (P) a gas de síntesis (S) se efectúa en al menos dos etapas.
6. Proceso de acuerdo con la reivindicación 5, caracterizado porque en la primera etapa de reducción del gas de síntesis (S) se inicia una reacción con combustible coquizado de la gasificación, y porque dicho combustible coquizado ha participado en etapas de reducción previas.
7. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque la reducción del gas de proceso (P) a gas de síntesis (S) se efectúa en una única etapa.
8. Equipamiento para llevar a cabo un proceso para la producción de gas de síntesis (S) a partir de biomasa, comprendiendo dicho equipamiento una unidad de almacenamiento (1) para biomasa y medios (3; 5, 6) para llevar a cabo pirólisis y combustión de la biomasa, caracterizado porque el equipamiento también comprende primer y segundo medios de intercambio de calor (7, 9; 15) para recibir los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) desde los medios (3; 5, 6) para llevar a cabo pirólisis y combustión de la biomasa, una unidad de purificación de gas (10) para recibir los gases de salida ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) que se enfrían en el primer y segundo medios de intercambio de calor (7, 9; 15), medios (11) para suministrar un gas de proceso (P) desde la unidad de purificación de gas (10) a los primeros medios de intercambio de calor (7, 9), y una línea de reducción (12) para llevar a cabo la reducción del gas de proceso (P) descargado desde los primeros medios de intercambio de calor (7, 9).
9. Equipamiento de acuerdo con la reivindicación 8, caracterizado porque el primer medio de intercambio de calor comprende un primer ensamblaje de regenerador (7).
10. Equipamiento de acuerdo con la reivindicación 8 ó 9, caracterizado porque el segundo medio de intercambio de calor constituye un segundo regenerador (15).
11. Equipamiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 8-10, caracterizado porque la línea de reducción (12) comprende al menos dos compartimentos de reducción (13A-13C).
12. Equipamiento de acuerdo con la reivindicación 8, caracterizado porque la línea de reducción (12) comprende un único compartimento de reducción (13), y porque en el compartimento de reducción (13) están proporcionados quemadores regenerativos (4).



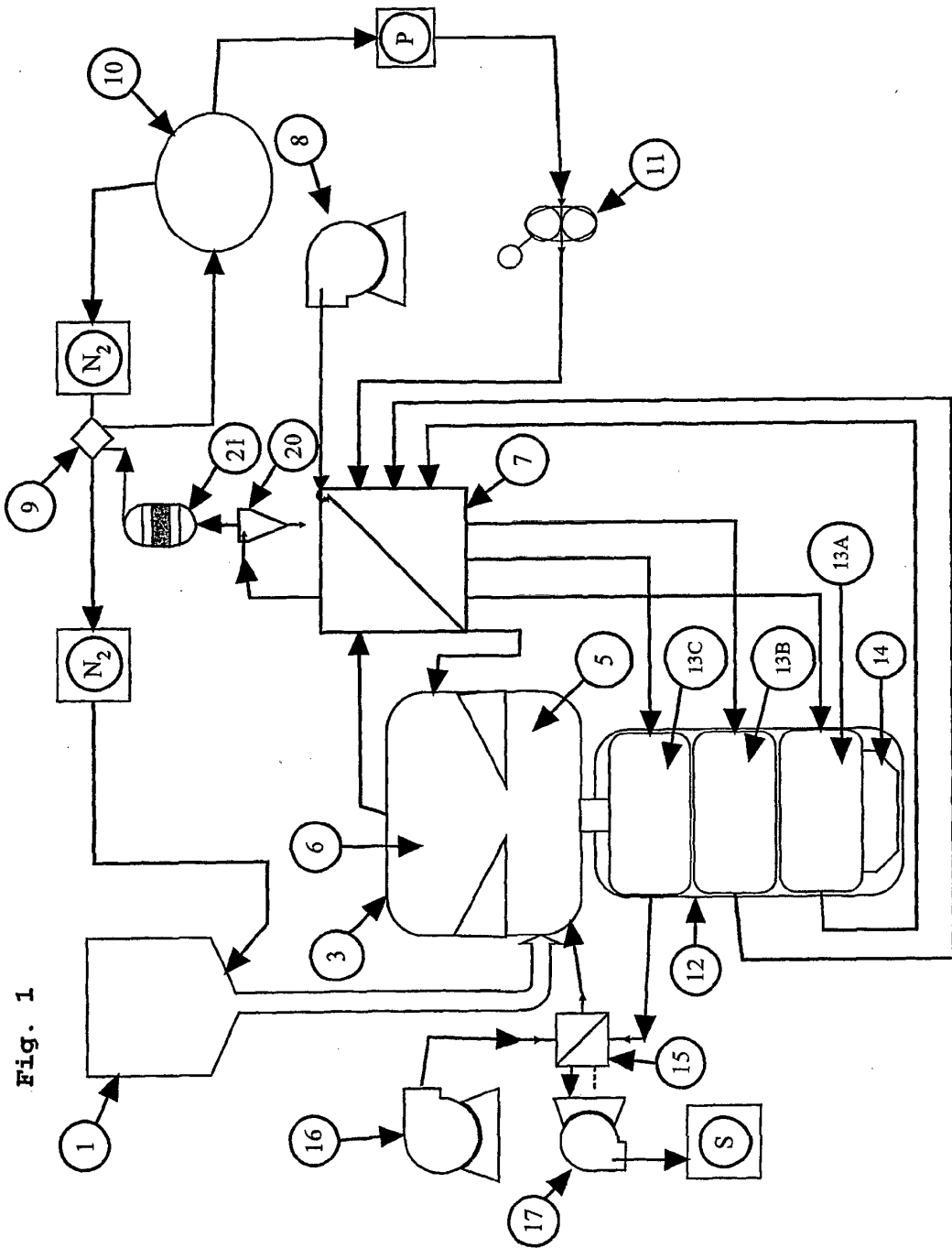


Fig. 1

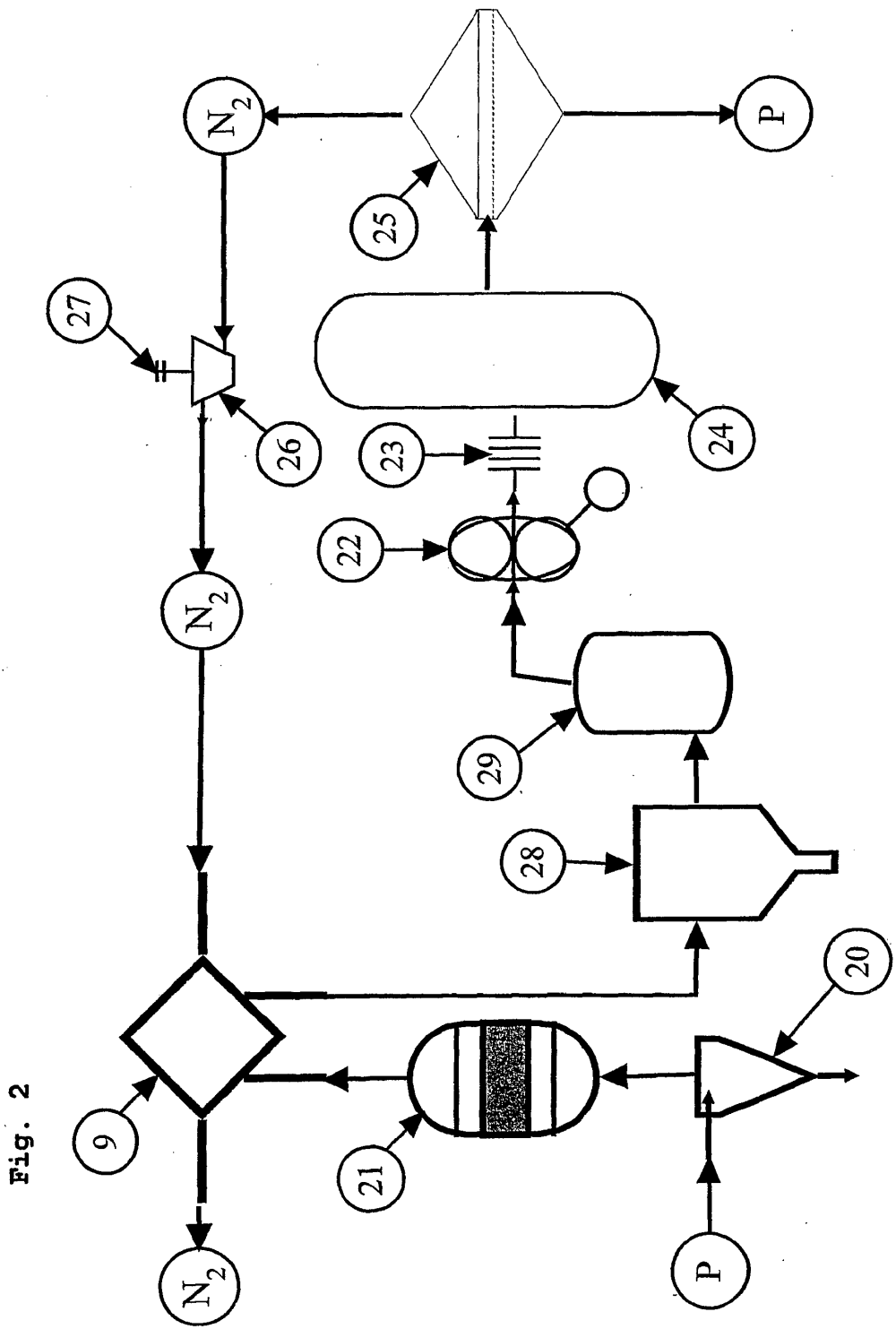


Fig. 2

