



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 277 875**

51 Int. Cl.:

C10J 3/24 (2006.01)

C10J 3/16 (2006.01)

C10J 3/14 (2006.01)

C10J 3/26 (2006.01)

C10J 3/30 (2006.01)

C10J 3/86 (2006.01)

C10B 53/02 (2006.01)

C10B 49/06 (2006.01)

C10B 57/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Número de solicitud europea: **01114925 .9**

86 Fecha de presentación : **20.06.2001**

87 Número de publicación de la solicitud: **1167492**

87 Fecha de publicación de la solicitud: **02.01.2002**

54 Título: **Procedimiento y dispositivo para la producción de un gas combustible a partir de biomasa.**

30 Prioridad: **23.06.2000 DE 100 30 778**
02.06.2001 DE 101 27 138

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
01.08.2007

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
01.08.2007

73 Titular/es:
Gesellschaft für Nachhaltige Stoffnutzung mbH
Weinbergweg 23
06120 Halle, DE

72 Inventor/es: **Spindler, Herbert y**
Bauermeister, Ute

74 Agente: **Curell Suñol, Marcelino**

ES 2 277 875 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento y dispositivo para la producción de un gas combustible a partir de biomasa.

5 La presente invención se refiere a un procedimiento y a un dispositivo para la producción de un gas combustible a partir de biomasa, en particular a partir de madera, en un reactor de lecho fijo con vapor de agua y aire como medio de gasificación, a presión normal, con el objetivo de producir un gas combustible con una composición tal que lo haga apto como propulsor y su utilización en motores no conduzca a la emisión de gases que contengan sustancias en una cantidad peligrosa.

10 Ya se conocen numerosos procedimientos para la gasificación de biomasa, especialmente de gasificación en lecho fijo. Los siguientes artículos de tipo general proporcionan una visión de conjunto del estado de la técnica:

- 15 - Th. **Nussbaumer**, Grundlagen der Holzvergasung, *HeizungKlima* N° 7/1990, pág. 3-11,
- R. **Bühler**, Stand der Technik von Holzvergasungsanlagen, en: Neue Erkenntnisse zur thermischen Nutzung von Holz, Tagungsband zum 3. *Holzenergiesymposium*, 21 Octubre 1994, pág. 195-223, ETH Zürich y
- 20 - la monografía de J. **Obernberger** y A. **Hammerschmid**, Dezentrale Biomasse-Kraft-Wärme-Kopplungstechnologien, *Schriftenreihe Thermische Biomassenutzung*, Vol. 4, dbv-Verlag, Graz 1999.

25 La gasificación de un material que contiene carbono puede efectuarse de diferentes modos, según se utilice como medio de gasificación aire, oxígeno, vapor de agua, o una mezcla de los mismos, si en el proceso de gasificación el calor de reacción se autogenera (proceso autotérmico) o se suministra desde el exterior (proceso alotérmico). Además debe diferenciarse entre la gasificación en lecho fijo o en lecho fluidizado. La gasificación también puede efectuarse bajo presión, pero las formas de realización más frecuentes son las que utilizan la presión normal y aire como medio de gasificación.

30 La calidad de un gas depende en gran medida de la temperatura de proceso y del medio de gasificación, Si se utiliza aire, el gas producido contiene una gran cantidad de nitrógeno. El poder calorífico H_u del gas combustible se sitúa entre 4 y 6 MJ/Nm³ (gas pobre). Sus componentes principales son hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, algo de metano y otros hidrocarburos. El gas combustible contiene siempre alquitranes y otras impurezas, como compuestos de azufre y polvo con partículas metálicas.

35 En todos los procedimientos, la propia gasificación presupone un secado de los materiales que debe gasificarse, que se realiza esencialmente a 170°C. Sigue la desgasificación (combustión lenta, pirólisis, últimamente denominada también termólisis) a temperaturas superiores a 200°C, en la cual se forman por una parte gases de reacción endotérmicos y por la otra compuestos orgánicos (hidrocarburos, ácidos). Este proceso finaliza a entre 500 y 600°C y queda el coque (carbón vegetal). Este coque se gasifica o quema a temperatura ascendente, según se trabaje con exceso o con defecto de oxígeno.

40 Durante la gasificación se producen diferentes reacciones químicas. Por otra parte, los equilibrios termodinámicos, que están vinculados con las reacciones y que se superponen de forma compleja, no pueden ajustarse completamente ni pueden sustraerse de su conclusión necesaria para el desarrollo de toda la acción en un reactor de gasificación, porque ya mediante la propia termólisis antepuesta a la gasificación, entre dos terceras partes y tres cuartas partes de la biomasa se transforman en compuestos gaseosos con un espectro de producto extraordinariamente amplio, los cuales se someten a continuación, en un lecho de coque incandescente, a diversas reacciones secundarias que conducen a la formación de sustancias en parte altamente indeseables, incluidas de forma inexacta en la denominación "alquitranes".

50 Para la utilización en motores del gas de madera se necesita una pureza < 50 mg/Nm³ de alquitrán en el gas combustible, que en la mayoría de tipos de gasificadores no se alcanza. Los gasificadores de lecho fluidizado suministran un gas con más de 10 g/Nm³ de alquitrán. Los gasificadores de lecho fijo, que trabajan bajo el principio de corrientes inversas, presentan valores similares. Sólo con los gasificadores de corrientes paralelas y los denominados gasificadores de doble calentamiento se alcanzan grados de pureza cercanos a los exigidos. En el ínterin, los requisitos de pureza de diferentes fabricantes de motores se han vuelto todavía más severos; en el caso de las turbinas de gas, se aplican requisitos generalmente superiores de la calidad del gas que para los motores.

55 Para la solución del problema de la pureza, se conocen diversas soluciones que pueden clasificarse en tres grupos:

- 60 1. Procedimientos que funcionan según el principio básico de la gasificación en corrientes paralelas con gasificación descendente, en los que, en la zona de oxidación, mediante medidas especiales se alcanzan temperaturas muy elevadas, por encima de los 1.000°C, para craquear los "alquitranes" térmicamente, por ejemplo mediante un cono hembra en el procedimiento HTV según Juch, en el cual deben alcanzarse más de 2.000°C, o mediante una etapa de calentamiento adicional, como en el gasificador de doble calentamiento, mediante el cual se ajustan temperaturas superiores a los 1200°C (USP 5.571.294, USP 5.580.361).
- 65 2. Procedimientos en los cuales el proceso total de gasificación de la biomasa se realiza en varias etapas en dispositivos separados, por ejemplo realización de pirólisis para la producción de gas pirolítico y coque y

ES 2 277 875 T3

gasificación separada de este coque con utilización calórica del calor de combustión del gas pirolítico, con en el procedimiento Carbo-V de UET Freiberg o realización de una gasificación de tres etapas como en el gasificador EASYMOD según Michel-Kim (DE 196 53 901 A1).

- 5 3. Procedimientos en los cuales el gas vegetal previamente purificado se somete a un lavado de gas caliente en un reactor postconectado, por ejemplo con dolomita o compuestos de níquel como catalizadores (ver Beenackers y Maniatis, Gas cleaning in electricity production via gasification of biomass: Conclusions of the workshop. En: Bridgwater (Hrg), Advances in thermochemical Biomass conversion, pág. 540-546, Blackie 1994).

10 Todos estos procedimientos resultan poco rentables y tampoco son competitivos en el mercado, frente a los procedimientos habituales de producción de energía, especialmente los procedimientos de producción de energía eléctrica. La causa de ello son los elevados costes de inversión, los altos costes de lavado del gas y el todavía reducido grado de eficacia de la transformación de la energía química de la biomasa en energía mecánica o eléctrica a través de la
15 utilización en motores del gas combustible producido.

Con estos procedimientos se produce un gas pobre con un (bajo) poder calorífico H_u entre 4 y 6 MJ/Nm³ y composición que oscila entre unos amplios límites de aproximadamente entre el 12% y el 22% en volumen de CO, entre el 12% y el 22% en volumen de H₂, entre el 10% y el 15% en volumen de CO₂, entre el 1% y el 4% en volumen de CH₄
20 y entre el 50% y el 55% en volumen de N₂. El rendimiento de los motores η_{mot} de una instalación de gas pobre se sitúa en aproximadamente el 30% y, en la mayoría de los casos, el rendimiento de gasificación η_v no es superior al 60%, dando como resultado un rendimiento eléctrico de la instalación, definido como $\eta_{el} = \eta_v \eta_{mot}$, del 18% como máximo.

Este bajo grado de transformación de la energía química del combustible en energía eléctrica universalmente
25 utilizable resulta totalmente insatisfactorio, aunque sea aproximadamente el doble, como sucede con el proceso de vapor, en el cual se utiliza el vapor producido en la caldera para el accionamiento de un motor de vapor. En este caso, el rendimiento tampoco en mucho más favorable, porque el rendimiento máximo actualmente realizable se calcula en $\eta_{mot} = 35\%$. Sólo con el aumento de la efectividad de gasificación puede obtenerse una mejora importante del rendimiento eléctrico.

30 La invención se plantea el objetivo de solventar estos inconvenientes de la producción de un gas combustible a partir de biomasa, en particular a partir de madera. El problema consiste en configurar un procedimiento de una sencillez técnica comparable y globalmente rentable.

35 Según la invención, este objetivo se alcanza mediante un procedimiento en un reactor de gasificación de lecho fijo con vapor de agua y aire como medios de gasificación, a presión normal, en el cual

- la biomasa se mezcla con un catalizador mixto inorgánico,
- 40 - la biomasa dopada con el catalizador dentro o fuera del reactor se acondiciona a un contenido residual de agua de entre un 18% y un 32% en masa y se precalienta a una temperatura de hasta 120°C,
- la biomasa de la parte superior del reactor se calienta a entre 125 y 195°C con vapor caliente y/u otros medios de calentamiento y se ajusta un contenido de agua a entre un 18% y un 32% en masa referidos a
45 una sustancia seca de biomasa,
- a continuación, la biomasa,
o bien se calienta a entre 250 y 480°C con un medio gaseoso, ascendiendo la cantidad de corriente de aire que contiene, transformada a condiciones iguales, a entre un 5% y un 20% en volumen de la corriente de
50 gas bruto saliente (conducto del proceso fuertemente oxidante)
o el gas bruto retirado en la parte inferior del reactor vuelve a introducirse parcialmente en la parte superior y la biomasa se calienta a entre 250 y 580°C (conducto del proceso fuertemente hidrogenante) y
55 - seguidamente, la biomasa restante en forma de coque en la parte inferior del reactor, mediante la adición de aire caliente
- en una proporción del 5% al 25% en volumen de la corriente de gas bruto saliente, referida a las mismas
60 condiciones,
- se calienta hasta un máximo de 900°C y
- la parte de gas bruto retirada del reactor y no vuelta a introducir se purifica a gas combustible.

65 Sorprendentemente, se descubrió que los procesos complejos de la etapa de pirólisis o termólisis del proceso total de gasificación a temperaturas de aproximadamente entre 230 y 450°C pueden controlarse catalíticamente y en la dirección de más gases de bajo peso molecular y más coque. En esta técnica de catálisis, no se trata de un craqueo

ES 2 277 875 T3

catalítico o de reacciones similares en un aparato separado, sino de un proceso, en el cual se añade el catalizador a la biomasa.

5 El catalizador inorgánico se añade a la biomasa húmeda o seca en forma de solución acuosa como suspensión, en forma de lodo o en forma de mezcla sólida, preferentemente en una cantidad tal, que la parte de catalizador en la biomasa dopada de este modo ascienda a entre el 0,1% y el 5% en masa, referida a la sustancia seca de biomasa.

10 Como catalizadores inorgánicos se utilizan mezclas de compuestos de los grupos principales I y II del sistema periódico de los elementos (SPE) y/o del grupo secundario VIII del SPE.

10 Son catalizadores inorgánicos especialmente adecuados las mezclas de uno o varios compuestos de sodio, potasio, magnesio, calcio y hierro. Es conveniente dar preferencia a los carbonatos, hidróxidos, óxidos, acuocompuestos, compuestos de hidrógeno y derivados hidroxilados frente a los compuestos halógenos y de azufre.

15 Resulta especialmente adecuado un catalizador mixto inorgánico en el cual la parte de compuestos de los grupos principales I y II del SPE asciende a por lo menos el triple de la parte correspondiente a compuestos del grupo secundario VIII del SPE y la parte de elementos del grupo secundario asciende a por lo menos una décima parte.

20 Es conveniente que en el catalizador mixto inorgánico la parte de compuestos de los elementos del grupo principal I del SPE sea por lo menos el doble de la parte de compuestos de elementos del grupo secundario y por lo menos la mitad de la parte de los compuestos de elementos del grupo principal II del SPE, calculadas según el porcentaje en masa.

25 Cabe destacar que el catalizador mixto puede contener suplementos inorgánicos adicionales. Preferentemente pueden añadirse las cenizas de gasificación procedentes del reactor.

30 El catalizador mixto inorgánico debe añadirse preferentemente en una cantidad y una calidad tales que la parte de catalizador sólido en la biomasa dopada con el catalizador sea de entre 0,1% y 5% en masa referida a la sustancia seca de biomasa, y el contenido de agua se sitúe entre el 18% y el 35%.

35 De forma inesperada, se apreció que los aditivos activos, en pequeñas cantidades a partir de un 0,1% en masa referido a la sustancia seca, influían favorablemente en la termólisis de la biomasa ya a partir de los 230°C. La acción catalítica aumenta con la cantidad, pero cada vez más lentamente, de modo que una cantidad añadida superior al 5% en masa no resulta perjudicial, pero tampoco pero sí desfavorable, ya que incrementa innecesariamente el residuo de gasificación.

40 El mecanismo de acción de estos aditivos todavía no está claro, pero pueden describirse efectos beneficiosos que justifican la invención. Las sustancias catalíticamente activas desplazan al máximo la termólisis a temperaturas más bajas, dependiendo de su composición, su concentración y su modo de aplicación a la biomasa, de modo que en las formas de realización indicadas especialmente como convenientes, la termólisis esencialmente finaliza ya a 320°C, como pudo demostrarse mediante estudios termoanalíticos adicionales.

45 Para la aplicación de catalizadores según la invención, resulta conveniente añadir estas sustancias, en la cantidad deseada, en forma fragmentada, por ejemplo en forma de madera trituradas con una longitud máxima de los fragmentos de entre 5 y 10 cm, o en aglomerado en pellets de dimensiones similares, la biomasa sin secar presente en forma de solución concentrada, como suspensión, en forma de lodo o también como mezcla sólida, de modo que mediante imbibición o mezcla se obtenga una distribución lo más uniforme posible.

50 Es conveniente no secar la biomasa hasta la admisión del catalizador, porque de este modo se obtiene una mayor homogeneización del aditivo. El contenido total de agua del material de gasificación en el reactor se ajusta aproximadamente a entre un 18% y un 40% en masa, siendo ya la adición de agua en forma de vapor de entre el 12% y el 32% en masa con respecto a la sustancia seca. Según la invención, el contenido de agua restante de la biomasa seca debería ascender a entre 18 y 32% en masa. Preferentemente, mediante la adición de vapor de agua sobrecalentado, la biomasa dotada con el catalizador en la parte superior del reactor se calienta a entre 150 y 180°C y el contenido de agua se ajusta a entre un 22% y un 28% en masa.

60 También resulta beneficioso efectuar este secado mediante calor procedente de la instalación de gasificación en introducir en el reactor la biomasa así pretratada todavía caliente, a temperaturas entre 80 y 150°C, convenientemente entre 100 y 120°C. La zona próxima a la entrada del reactor debe calentarse a entre 280 y 350°C mediante la introducción de medios calientes.

Convenientemente, el calentamiento del reactor se realiza mediante la introducción simultánea de vapor de agua sobrecalentado y/u otros medios gaseosos calientes con temperaturas entre 300 y 600°C.

65 En el conducto del proceso fuertemente oxidante, cerca de la entrada del vapor de agua, el aire caliente se calienta e introduce, convenientemente, a entre 300 y 450°C, en una cantidad que ascienda a entre un 5% y un 15% en volumen de la corriente de gas bruto saliente, referida a las mismas condiciones.

ES 2 277 875 T3

En una forma de realización preferida, en la parte inferior del reactor se introduce aire caliente controlado, en una cantidad total entre el 5% y el 23% en volumen, preferentemente entre el 10% y el 12% en volumen de la cantidad de gas bruto referida a las mismas condiciones.

5 En la variante de conducto del proceso fuertemente hidrogenante la corriente de gas bruto caliente procedente de la zona inferior del reactor se divide en dos corrientes parciales y una corriente parcial de entre el 10% y el 70% en volumen, preferentemente del 20% al 50% en volumen, de la corriente total vuelve a introducirse en la parte superior del reactor, por debajo de la zona de secado.

10 A través de otra esclusa el material llega por su propio peso a la zona más profunda del reactor. Allí se calienta de nuevo mediante el gas bruto reconducido a hasta más de 600°C y se somete a termólisis, sin introducción de aire. Al no oxidarse, por lo tanto, el material con oxígeno, sino que se calienta por acción del medio introducido desde el exterior, puede hablarse de un procedimiento alotérmico, por lo menos parcialmente.

15 Es suficiente utilizar en esta etapa entre el 10% y el 70% en volumen la corriente de gas bruto que sale y que se dirige hacia abajo, como se representa en la parte inferior de la figura 2.

Sorprendentemente, se demostró que para el proceso de descomposición térmica sólo se utiliza entre un 5% y un 15% de aire en volumen de aire, referido a la corriente de gas bruto saliente no reciclada, calculada en las mismas condiciones de presión y temperatura, para finalizar la gasificación a temperatura de hasta 900°C como máximo.

20 Inesperadamente, se obtiene un gas combustible con un poder calorífico considerablemente más alto que los encontrados hasta ahora. Este gas presenta un contenido de dióxido de carbono claramente más alto de lo usual, pero para ello también un contenido de nitrógeno tan bajo que la influencia reductora del poder calorífico del dióxido de carbono queda ampliamente compensada. Además, el dióxido de carbono puede eliminarse del gas de forma sencilla y conocida, pudiendo obtenerse a partir del "gas vegetal" pobre un gas medio con un alto valor en el mercado.

Una forma de realización conveniente consiste en dividir el aire caliente en una corriente principal y una corriente secundaria, siendo la corriente secundaria de entre una décima parte y una cuarta parte de la corriente total y siendo introducida mediante toberas en parte la inferior del reactor, por debajo de la salida de gas bruto, a diferencia de la corriente principal, que es introducida en la parte inferior del reactor por encima de la salida de gas bruto.

30 Según la invención, el procedimiento para la producción de gas combustible a partir de biomasa, especialmente de madera, puede realizarse en un reactor de gasificación de lecho fijo cilíndrico para gasificación en corrientes paralelas descendente en dos variantes diferentes corrientes, la primera de las cuales es adecuada para un conducto del proceso fuertemente oxidante, y la segunda para un conducto del proceso fuertemente hidrogenante.

La primera variante se representa esquemáticamente en la figura 1, en la cual la referencias numéricas representan:

- 40 1 Reactor de gasificación completo
2 Exclusa de entrada de material del reactor de gasificación
3 Toberas de vapor caliente del reactor de gasificación
45 4, 5, 7 Toberas de aire caliente del reactor de gasificación
6 Salida del gas bruto del reactor de gasificación
50 8 Colector de cenizas del reactor de gasificación
9 Salida de cenizas
22 Conducto de salida del gas bruto del reactor

55 El reactor de gasificación con la altura h presenta las características siguientes, dispuestas desde la parte superior en orden descendente:

- 60 - una esclusa de entrada de material 2 en la parte más superior (posición A)
- unas toberas de vapor caliente 3 en la parte superior (posición B),
- unas toberas de aire caliente 4 situadas debajo de las anteriores en la parte superior (posición C),
65 - unas toberas adicionales de aire caliente 5 en la parte media
- una salida de gas 6 en la parte inferior (posición E), y

ES 2 277 875 T3

- un colector de cenizas 8 y salida de cenizas 9 en la parte más inferior (sobre la posición G) y eventualmente otras toberas de aire caliente 7 (en la parte/posición inferior E) entre
- la válvula de salida de gas 6 y la salida de cenizas 9 (posición G) y
- una parrilla de cenizas (representada con una línea de trazos) entre las posiciones E y F y la G.

Convenientemente, el reactor de gasificación está estructurado del modo siguiente:

- a) la posición de las toberas de aire caliente superiores 4 y la posición de las toberas de aire caliente medias 5 presentan una distancia b, que es de entre 2-3 veces y 2-7 veces la distancia entre la posición A de la esclusa de entrada de material 2 y la posición E de las toberas de aire caliente superiores y
- b) la distancia a + b de la posición A de la esclusa de entrada de material 2 y la posición D de las toberas de aire caliente medias 5 es de entre 0,4 y 0,5 veces la altura h del gasificador.

En una forma de realización preferida de la invención, este reactor de gasificación está realizado como un gasificador de corrientes paralelas con gasificación descendente, en el cual la biomasa dopada con el catalizador y precalentada se introduce por la esclusa de entrada 2, dispuesta en el punto A del reactor, es decir en su extremo superior. Después de una breve zona intermedia entra inmediatamente en la zona de termólisis, en la cual se dosifica vapor caliente y/u otros medios gaseosos a través de las toberas 3 de la posición B y 4 de la posición C, presentando el reactor una altura total h. Los medios citados presentan temperaturas entre 300 y 600°C y calientan la biomasa a entre 230 y 450°C, convenientemente a entre 280 y 350°C. Con estas medidas se llega al final de toda la termólisis y queda un coque reactivo en una cantidad claramente superior a la de una pirólisis según el estado de la técnica, y también se forma claramente más gas de bajo peso molecular del esperado.

El producto sólido de la termólisis es un coque reactivo que desciende a la zona de oxidación del reactor 1. En la posición D, entra aire caliente a través de las toberas de aire caliente 5, la temperatura del cual, no obstante, no resulta determinante según la invención, en una cantidad de entre un 10% y un 30% en volumen, preferentemente entre un 20% y un 25% en volumen, de la corriente de gas bruto saliente, referida a las mismas condiciones, calentándose el coque como máximo a 900°C. Pero esta temperatura es totalmente suficiente en las condiciones según la invención. Gracias a la posible reducción de la temperatura de gasificación en varios cientos de grados Kelvin, se produce un ahorro decisivo en el consumo de energía en comparación con los procedimientos correspondientes al estado de la técnica, lo cual contribuye al aumento del rendimiento de la gasificación.

La figura 1 muestra la forma de realización en la cual, en un reactor de gasificación con toberas de aire caliente adicionales 7 en la posición F (gasificador de doble calentamiento) la distancia c entre la posición de las toberas de aire caliente medias 5 y la posición de las toberas de aire caliente inferiores 7 es de entre 0,8 y 1,3 veces la distancia b entre las posiciones de las toberas de aire caliente superiores 6 y las toberas de aire caliente medias 7, estando situada la salida de gas 6 en el punto E aproximadamente en el punto medio entre F y D.

La configuración de la entrada de vapor y aire en las posiciones B y C permanece invariable respecto a la forma de realización previamente citada, mientras que la adición de aire caliente se distribuye entre dos puntos, ascendiendo la cantidad de aire caliente añadida en la posición 5 preferentemente a entre un 10% y un 20% en volumen, y en la posición F a través de las toberas 7,5 a hasta un 10% en volumen, de la corriente de gas bruto saliente, referido a las mismas condiciones. Mediante esta configuración, se mejora aún más el aprovechamiento del combustible y se homogeneizan las condiciones de explotación.

La segunda variante de conducto del proceso fuertemente hidrogenante se representa esquemáticamente en la figura 2, en la cual las referencias numéricas representan:

- 1 - Reactor de gasificación completo
- 2 - Exclusa de entrada de material (exterior)
- 2a - Exclusa de entrada de material (interior)
- 3a - Anillo de toberas de entrada de vapor
- 3b - Anillo de toberas de salida del vapor
- 4a - Conducto de entrada de aire
- 5a - Anillo de toberas para entrada de la corriente principal de aire
- 6 - Salida del gas bruto
- 6a - División de la corriente de gas bruto

ES 2 277 875 T3

6b - Inyección de la corriente secundaria de gas bruto en el reactor

7a - Entrada de la corriente secundaria de aire

5 8 - Colector de cenizas

9 - Salida de cenizas

22 - Conducto de salida del gas bruto del reactor

10

Este reactor es igualmente un dispositivo para la producción de gases combustibles a partir de biomasa, especialmente de madera, para la gasificación en lecho fijo de biomasa con vapor de agua y aire como medio de gasificación en forma de un reactor de corrientes paralelas con una esclusa de entrada de material 2 en la parte más superior, unas toberas de vapor caliente 3 en la parte superior, unas toberas de aire caliente 4, 5, 7 en la parte inferior, salida de gas bruto 6 en la parte inferior y colector de cenizas 8 y salida de cenizas 9 en la parte más inferior, pero se diferencia de la variante 1 especialmente porque:

15

- el reactor presenta forma cilíndrica en la parte superior, a continuación se ensancha hacia abajo formando un cono, en la parte media vuelve a presentar forma cilíndrica, a continuación la parte interior se estrecha hacia abajo formando un cono, la parte inferior vuelve a presentar forma cilíndrica y a continuación vuelve a ensancharse formando un cono,

20

- entre la parte cilíndrica superior y el ensanchamiento cónico siguiente se encuentra una esclusa de entrada de material (2a) adicional (interior),

25

- debajo del ensanchamiento cónico superior, el reactor está revestido por una camisa cilíndrica exterior,

- de modo que al salir el gas bruto 6 entre la pared interna y la pared externa del reactor en la parte media puede circular hacia arriba y una parte del gas puede llegar a la parte superior del reactor a través de toberas 6b, mientras que la otra parte sale del reactor a través de un conducto de salida de gas bruto,

30

- y en el estrechamiento cónico de la parte media del reactor se encuentra un conducto de entrada de aire 4a, mediante la cual el aire alcanza la parte del reactor situada inmediatamente encima a través del anillo de toberas 5a y, eventualmente, se introduce en el estrechamiento cónico inferior de la parte inferior del reactor a través de un conducto adicional de entrada de aire 7a.

35

La figura 3 muestra un esquema del desarrollo del procedimiento según la invención, incluyendo el lavado del gas combustible y la utilización de la energía. En dicha figura las siguientes referencias numéricas significan:

40

1 - Reactor de gasificación completo

9 - Salida de cenizas

45

10 - Depósito para cenizas

11 - Suministro de material

12 - Instalación de trituración del material

50

13 - Material triturado

14 - Salida de la instalación de trituración

15 - Componentes del catalizador

55

16 - Mezclas

17 - Fabricación del catalizador mixto

60

18 - Entrada del catalizador mixto

19 - Dispositivo para la incorporación del catalizador a la biomasa

20 - Acondicionamiento

65

21 - Entrada del material dopado

22 - Conducto de salida del gas bruto del reactor de gasificación

ES 2 277 875 T3

- 23 - Refrigerador del gas bruto
- 24 - Gas bruto enfriado
- 5 25 - Calor de escape del refrigerador de gas
- 26 - Lavador de gas
- 27 - Gas limpio
- 10 28 - Estación de generador-motor
- 29 - Entrada de combustible
- 15 30 - Suministro de corriente a la red eléctrica
- 31 - Calor de escape caliente
- 32 - Gas de salida caliente
- 20 33 - Cámara de postcombustión con catalizador
- 34 - Gas de salida limpio caliente
- 25 35 - Estación de utilización del calor de escape
- 36 - Vapor caliente al gasificador
- 37 - Aire caliente al gasificador
- 30 38 - Entrada de medios al acondicionador
- 39 - Reciclaje de vapor
- 35 40 - Filtro de aire de salida
- 41 - Salida de aire del acondicionador
- 42 - Entrada de agua de lavado
- 40 43 - Salida de agua de lavado
- 44 - Preparación de agua de lavado
- 45 45 - Calor excedente para el consumidor
- 46 - Gas de escape lavado enfriado
- 47 - Gas de escape lavado

50 Una ventaja especial de la invención consiste en que todo el complicado proceso de gasificación puede realizarse en una etapa, y por lo tanto también en un reactor de lecho fijo de una etapa, permitiendo ahorrar en costes de inversión. En una etapa se produce un gas muy puro de gran poder calorífico, que gracias al control catalítico parcialmente alotérmico necesita solamente la mitad de la cantidad de medio de gasificación que en los procedimientos conocidos hasta el momento, con lo cual el gas combustible producido contiene sólo aproximadamente la mitad de las cantidades usuales de nitrógeno. Además, de este modo se reduce la expulsión de CO₂ a la atmósfera.

La invención se describe con mayor detalle en los ejemplos siguientes, que se exponen sin carácter limitativo.

60 Ejemplo 1

65 Una gran cantidad de una madera vieja triturada, cuyos fragmentos presentan una longitud media de 4 cm, se cargó en un mezclador de tambor con solución concentrada de sosa y se secó con el gas de escape caliente de un motor de gas a un contenido residual de agua del 12% en masa y con una temperatura de 105°C se introdujo, a través de la esclusa de entrada de material 2, en un reactor según la figura 1. La madera secada presentó una concentración de un 0,8% en masa de Na₂CO₃ y se transportó de forma continua al reactor, en una cantidad de 50 kg/h.

ES 2 277 875 T3

Se introdujeron 7 kg/h de vapor a 400°C A través de las toberas de vapor 3 del punto B y 10 Nm³/h de aire a 500°C a través de las toberas de aire 4 del unto C. En el centro del reactor, ligeramente por debajo de la altura C, se midió una temperatura de 305°C. Mediante las toberas de aire inferiores del punto D se añadieron 18 Nm³/h de aire caliente.

5 Por la salida de gas 6 del punto E salieron 95 Nm³/h de gas bruto, con el contenido de vapor de agua corregido. Después de lavado y secado, el gas combustible resultó apto para su utilización en motores. Se calculó una composición (en % en volumen) de 29 H₂, 26 CO, 4 CH₄, 1 C₂-C₇, 14 CO₂, 27 N, con un poder calorífico H_u = 8,4 MJ/Nm³.

Ejemplo 2

10

Piezas prensadas fabricadas con virutas de madera en forma de pellets de 4 cm de espesor se mezclaron con un lodo procedente de la parte inorgánica de un sumidero, cuyo residuo convertido en óxido y normalizado (% en masa) contenía 55 Na₂O, 12 K₂O, 20 CaO, 3 MgO, 5 Fe₂O₃ (restos de Al₂O₃, SiO₂, TiO₂, trazas de metales pesados como MN, Zn, Cu, Pb, Cr). Después del secado a un contenido residual de agua del 8% en masa, los aditivos referidos a la sustancia seca ascendieron a un 2,1% en masa. Los pellets dopados con el lodo, en una cantidad de 50 kg/h y a una temperatura de 120°C se introdujeron, a través de la esclusa de entrada de material 2 en un reactor según a la figura 1.

15

A través de las toberas de vapor caliente 3 se añadieron 16 kg/h de vapor a 500°C y 15 Nm³/h de aire a 550°C a través de las toberas de aire superiores 4. En el centro del reactor, ligeramente por debajo del punto C se midió una temperatura de 350°C. A través de las toberas de aire medias 5 y de las toberas de aire inferiores 7 se añadieron respectivamente 12 y 6 Nm³/h de aire caliente.

20

En la salida de gas 6 salieron 108 Nm³/h de gas bruto caliente, con el contenido de vapor de agua corregido. Después del lavado y secado resultó apto para su utilización en motores y dio una composición (en % en volumen) de 30 H₂, 24 CO, 5 CH₄, 2 C₂-C₇, 15 CO₂, 24 N₂, calculándose un poder calorífico de H_u = 8,9 MJ/Nm³.

25

Ejemplo 3

(Ejemplo comparativo)

30

Con fines comparativos, se introdujeron pellets análogos a los del ejemplo 2, sin mezclarlos con lodo y sin secado, con un contenido de agua del 20% en masa, en un gasificador de doble calentamiento sin la toberas de aire y de vapor de agua superiores, alcanzándose solamente un caudal de 30 kg/h. A través de las toberas de aire de la parte central y de la parte inferior del reactor se inyectaron respectivamente 25 y 15 Nm³/h de aire precalentado. En la salida de gas salieron 55 Nm³/h de gas bruto, con el contenido de vapor de agua corregido, que después del lavado y secado resultó apto para su utilización en motores y dio una composición (en % en volumen) de 13 H₂, 17 CO, 2 C₁-C₅ (casi únicamente CH₄), 13 CO₂, 55 N₂, calculándose un poder calorífico de H_u = 4,3 MJ/Nm³.

35

Ejemplo 4

40

En un mezclador de tambor se introdujeron recortes de madera vieja de una longitud de 4 cm, con una mezcla de lodos de solución de sosa concentrada y un lodo mineral. La madera así tratada presentó una humedad del 36% de agua y un contenido de las sustancias relevantes según la invención del 0,7% en masa de Na₂O, 0,4% en masa de CaO y 0,3% en masa de Fe₂O₃, referidos a la masa seca y convertido en los óxidos metálicos.

45

Este material se añadió al reactor según la figura 2 a través de la esclusa de entrada de material 2 en una cantidad de 50 kg/h y con vapor de agua sobrecalentado se secó hasta un contenido residual de agua del 24% en masa y se calentó a 160°C.

50

Mediante las toberas de aire 5 del punto C se añadieron 10 Nm³/h de aire precalentado y en la corriente secundaria sobre el punto D, mediante las toberas 7a se añadió 1 Nm³/h de aire caliente.

Por la salida de gas 6 entre C' y D' salieron, después de alcanzar el estado estacionario, 100 Nm³/h de gas bruto caliente, con el contenido de vapor de agua corregido. Una vez dividida la corriente de gas bruto, 21 Nm³/h de los 100 anteriores fueron conducidos de nuevo al reactor en el punto 6a, y los 89 Nm³/h restantes salen del circuito para seguir el tratamiento.

55

Después del lavado y secado, el gas combustible resultó apto para su utilización en motores. Presentó una composición (en % en volumen) de 31,4 H₂, 10,2 CO, 11,0 CH₄, 1,7 C₂-C₇, 26,3 CO₂, 19,4, N₂, calculándose un poder calorífico de H_u = 9,6 MJ/Nm³.

60

Ejemplo 5

Piezas prensadas fabricadas con biomasa, en forma de pellets de 3 a 5 cm de espesor, se mezclaron con lodos, su residuo de evaporación transformado en los óxidos de los elementos relevantes para la invención y normalizado contenía (en % en mas) 45 Na₂O, 17 K₂O, 23 CaO, 13 MgO, 8 Fe₂O₃ y 1 NiO. La suma de estos aditivos referida a sustancia seca ascendió a un 2,3% en masa.

65

ES 2 277 875 T3

Los pellets dopados con el lodo, que contenían un 31% en masa de agua, se introdujeron en un reactor según la figura 2 a través de las esclusas de entrada de material 2, en cantidades de 60 kg/h, y con vapor de agua sobrecalentado se secaron hasta un contenido residual de agua del 23% en masa y se calentaron a 175°C.

5 A través de las toberas 5 se inyectaron 8 Nm³/h de aire precalentado en el punto C y a través de las toberas 7 1 Nm³/h de aire caliente en la corriente secundaria, por encima del punto D.

10 Por la salida de gas 9, entre C' y D', salieron, después de alcanzar el estado estacionario, 180 Nm³/h de gas bruto, con el contenido de vapor de agua corregido. Una vez dividida la corriente de gas bruto, 94 Nm³/h de los 180 anteriores fueron conducidos de nuevo al reactor en el punto 6a, y los 66 Nm³/h restantes salieron del circuito y siguieron el tratamiento.

15 Después del lavado y secado, el gas combustible resultó apto para su utilización en motores. Presentó una composición (en % en volumen) de 30,4 H₂, 10,6 CO, 14,7 CH₄, 1,9 C₂-C₇, 28,0 CO₂, 14,4 N₂, calculándose un poder calorífico de H_u = 11,2 MJ/Nm³.

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa, en particular de madera, en un reactor de gasificación de lecho fijo, con vapor de agua y aire como medio gasificador, a presión normal, **caracterizado** porque

- la biomasa se mezcla con un catalizador mixto inorgánico,
- la biomasa dopada con el catalizador dentro o fuera del reactor se acondiciona a un contenido residual de agua de entre un 18% y un 32% en masa y se precalienta a una temperatura de hasta 120°C,
- la biomasa en la parte superior se calienta a entre 125°C y 195°C con vapor caliente y/u otros medios de calentamiento y se ajusta un contenido de agua a entre un 18% y un 32% en masa referidos a una sustancia seca de biomasa
- a continuación, la biomasa,
 - o bien* se calienta a entre 250 y 480°C con un medio gaseoso caliente, ascendiendo la cantidad de corriente de aire que contiene, transformada a condiciones iguales, a entre un 5% y un 20% en volumen de la corriente de gas bruto saliente (conducto del proceso fuertemente oxidante)
 - o el gas bruto retirado en la parte inferior del reactor vuelve a introducirse parcialmente en la parte superior y la biomasa se calienta a entre 250 y 580°C (conducto del proceso fuertemente hidrogenante) y*
- seguidamente, la biomasa restante en forma de coque en la parte inferior del reactor, mediante la adición de aire caliente
- en una proporción del 5% al 25% en volumen de la corriente de gas bruto que sale, referida a las mismas condiciones,
- se calienta hasta un máximo de 900°C y
- la parte de gas bruto retirada del reactor y que no se vuelve a introducir se purifica a gas combustible.

2. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según la reivindicación 1, **caracterizado** porque se añade a la biomasa húmeda o secada un catalizador mixto inorgánico en forma de solución acuosa, lodo o mezcla sólida en una cantidad tal que la parte de catalizador mixto en la biomasa dopada de este modo ascienda a entre el 0,1% y el 5% en masa, referida a la sustancia seca de biomasa.

3. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según las reivindicaciones 1 y 2, **caracterizado** porque como catalizadores mixtos inorgánicos se utilizan mezclas de compuestos de los grupos principales I y II del sistema periódico de los elementos (SPE) y/o del grupo secundario VIII del SPE.

4. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 3, **caracterizado** porque la parte de compuestos de los grupos principales I y II del SPE asciende a por lo menos al triple de la parte correspondiente a compuestos del grupo secundario VIII del SPE y la parte de compuestos de elementos del grupo secundario asciende a por lo menos una décima parte.

5. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 4, **caracterizado** porque en el catalizador mixto inorgánico la parte de compuestos del elemento del grupo principal I del SPE asciende por lo menos al doble de la parte de compuestos de elementos del grupo secundario y por lo menos a la mitad de la parte de los compuestos de elementos del grupo principal II del SPE, calculadas según el porcentaje en masa.

6. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 5, **caracterizado** porque el catalizador mixto contiene suplementos inorgánicos, preferentemente cenizas de gasificación procedentes del reactor.

7. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 6, **caracterizado** porque, mediante la adición del vapor de agua sobrecalentado, la biomasa dopada con el catalizador de la parte superior del reactor se calienta a entre 150 y 180°C y el contenido de agua se ajusta a entre un 22% y un 28% en masa.

8. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 7, **caracterizado** porque en el conducto del proceso fuertemente oxidante la biomasa se calienta en la parte superior del reactor mediante la adición controlada de aire caliente a entre 300°C y 450°C, siendo la temperatura

ES 2 277 875 T3

del aire de como mínimo 300°C y la cantidad de corriente de aire entrante del 5% al 15% en volumen de la corriente de gas bruto saliente, referido a condiciones iguales.

5 9. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 7, **caracterizado** porque en el conducto del proceso fuertemente hidrogenante la corriente de gas bruto evacuada de la parte inferior del reactor se divide en dos corrientes parciales y una corriente parcial de entre el 10% y el 70% en volumen de la corriente total se vuelve a introducir en la parte superior del reactor, debajo de la zona de secado.

10 10. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 9, **caracterizado** porque en la parte inferior del reactor se introduce aire caliente controlado, cuya cantidad total asciende a entre un 5% y un 25% en volumen, preferentemente entre un 10% y un 12% en volumen de la cantidad de gas bruto, referida a las mismas condiciones.

15 11. Procedimiento para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según una o varias de las reivindicaciones 1 a 10, **caracterizado** porque el aire introducido en la parte inferior del reactor se divide en una corriente principal y una corriente secundaria, ascendiendo la corriente secundaria a entre una décima parte y una cuarta parte de la corriente total e inyectándose en la parte inferior del reactor por debajo de la corriente de gas bruto, mientras que la corriente principal se inyecta en la parte inferior del reactor por encima del gas bruto.

20 12. Dispositivo para la producción de un gas combustible a partir de biomasa, en particular de madera, para la gasificación en lecho fijo de biomasa con vapor de agua y aire con un conducto del proceso fuertemente oxidante en forma de un gasificador de corrientes paralelas cilíndrico modificado para gasificación descendente con altura h, **caracterizado** porque presenta las características siguientes, dispuestas desde la parte superior en orden descendente:

- 25
- una esclusa de entrada de material (2) en la parte más superior (posición A)
 - unas toberas de vapor caliente (3) en la parte superior (posición B),

30

 - unas toberas de aire caliente (4) situadas debajo de las anteriores en la parte superior (posición C),
 - unas toberas adicionales de aire caliente (5) en la parte media (posición D),

35

 - una salida de gas (6) en la parte inferior (posición E), y
 - un colector de cenizas (8) y una salida de cenizas (9) en la parte más inferior (sobre la posición G) y eventualmente otras toberas de aire caliente (7) en la parte inferior (posición F) entre la salida de gas (6) y la salida de cenizas (9) (posición G).

40 13. Dispositivo o reactor de gasificación para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según la reivindicación 12, **caracterizado** porque

- 45
- (a) la posición de las toberas de aire caliente superiores 4 y la posición de las toberas de aire caliente medias 5 están separadas por una distancia b que es de 2,3 a 2,7 veces la distancia que separa la posición A de la esclusa de entrada de material 2 y la posición C de las toberas de aire caliente superiores 4, y
 - (b) la distancia a + b entre la posición A de la esclusa de entrada de material 2 y la posición D de las toberas de aire caliente medias 5 es de entre 0,4 y 0,5 veces la altura h del gasificador.

50 14. Dispositivo o reactor de gasificación para la producción de un gas combustible a partir de biomasa según las reivindicaciones 12 y 13, **caracterizado** porque, en el caso de un gasificador de corrientes paralelas con unas toberas de aire caliente adicionales 7 en la posición F (gasificador de doble calentamiento) la distancia c entre la posición de las toberas de aire caliente medias 5 y la posición de las toberas de aire caliente inferiores 7 es de 0,8 a 1,3 veces la distancia b entre las posiciones de las toberas de aire caliente superiores 4 y las toberas de aire caliente medias, estando situada la salida de gas 6 en el punto E aproximadamente en medio de D y F.

55 15. Dispositivo para la producción de un gas combustible a partir de biomasa, en particular a partir de madera, para la gasificación en lecho fijo de biomasa con vapor de agua y aire como medios de gasificación, en forma de un reactor de gasificación de corrientes paralelas con conducto de proceso fuertemente hidrogenante o con retroalimentación de la corriente de gas bruto, **caracterizado** porque presenta las características siguientes, dispuestas desde la parte superior en orden descendente:

- 60
- una esclusa (exterior) de entrada de material (2) en la parte más superior,

65

 - unas toberas de vapor caliente (3) en la parte superior,
 - unas toberas de aire caliente situadas debajo de las anteriores, y

ES 2 277 875 T3

- un colector de cenizas (8) y una salida de cenizas (9),

en el que:

- 5 - el reactor presenta forma cilíndrica en la parte superior, a continuación se ensancha hacia abajo formando un cono, en la parte media vuelve a presentar forma cilíndrica, a continuación la parte interior se estrecha hacia abajo formando un cono, la parte inferior vuelve a presentar forma cilíndrica y a continuación vuelve a ensancharse formando un cono,
- 10 - entre la parte cilíndrica superior y el ensanchamiento cónico siguiente se encuentra una esclusa de entrada de material (2a) adicional (interior),
- debajo del ensanchamiento cónico superior, el reactor está revestido por una camisa cilíndrica exterior,
- 15 - de tal modo que al salir el gas bruto (6) entre la pared interna y la pared externa del reactor en la parte media puede circular hacia arriba y una parte del gas puede llegar a la parte superior del reactor a través de unas toberas (6b), mientras que la otra parte sale del reactor a través de un conducto de salida de gas bruto (22),
- 20 - y en el estrechamiento cónico de la parte media del reactor se encuentra un conducto de entrada de aire (4a) y, eventualmente, en el ensanchamiento cónico inferior de la parte inferior del reactor se encuentra un conducto adicional de entrada de aire (7a), alcanzando el aire la parte del reactor situada inmediatamente encima a través del anillo de toberas (5a).

25

30

35

40

45

50

55

60

65

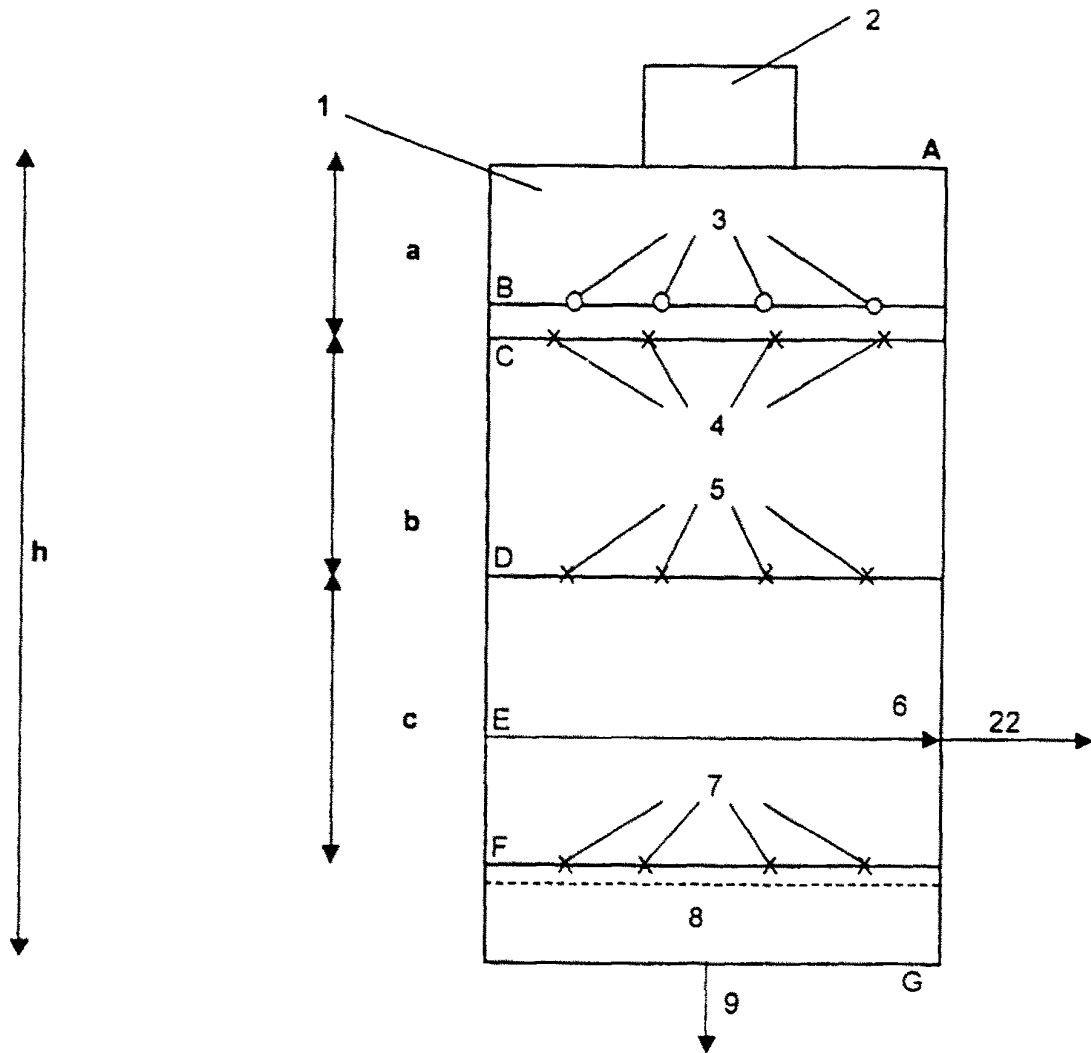


FIGURA 1
Variante 1, reactor de gasificación (esquema)

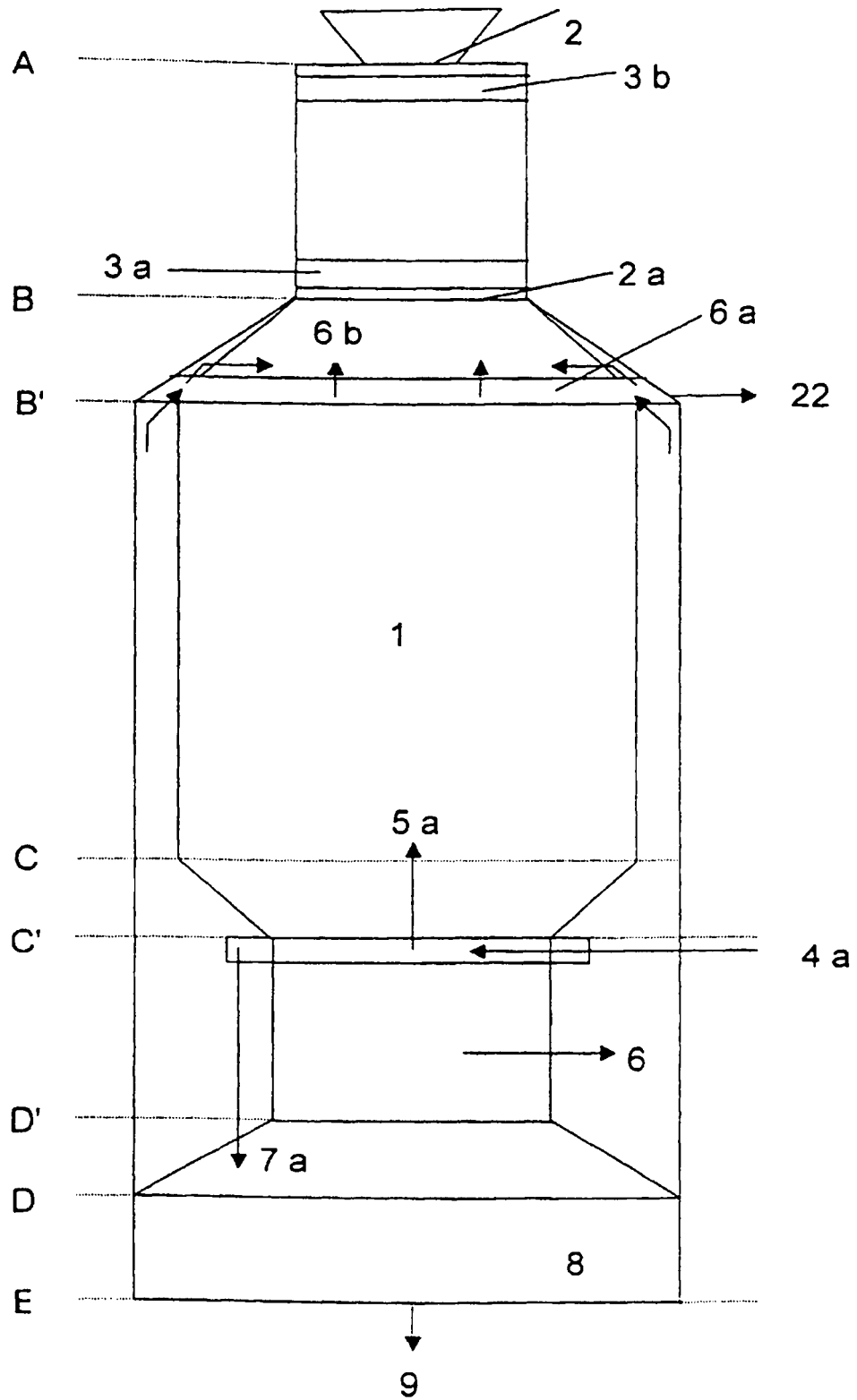


FIGURA 2

Variante 2, reactor de gasificación (no a escala)

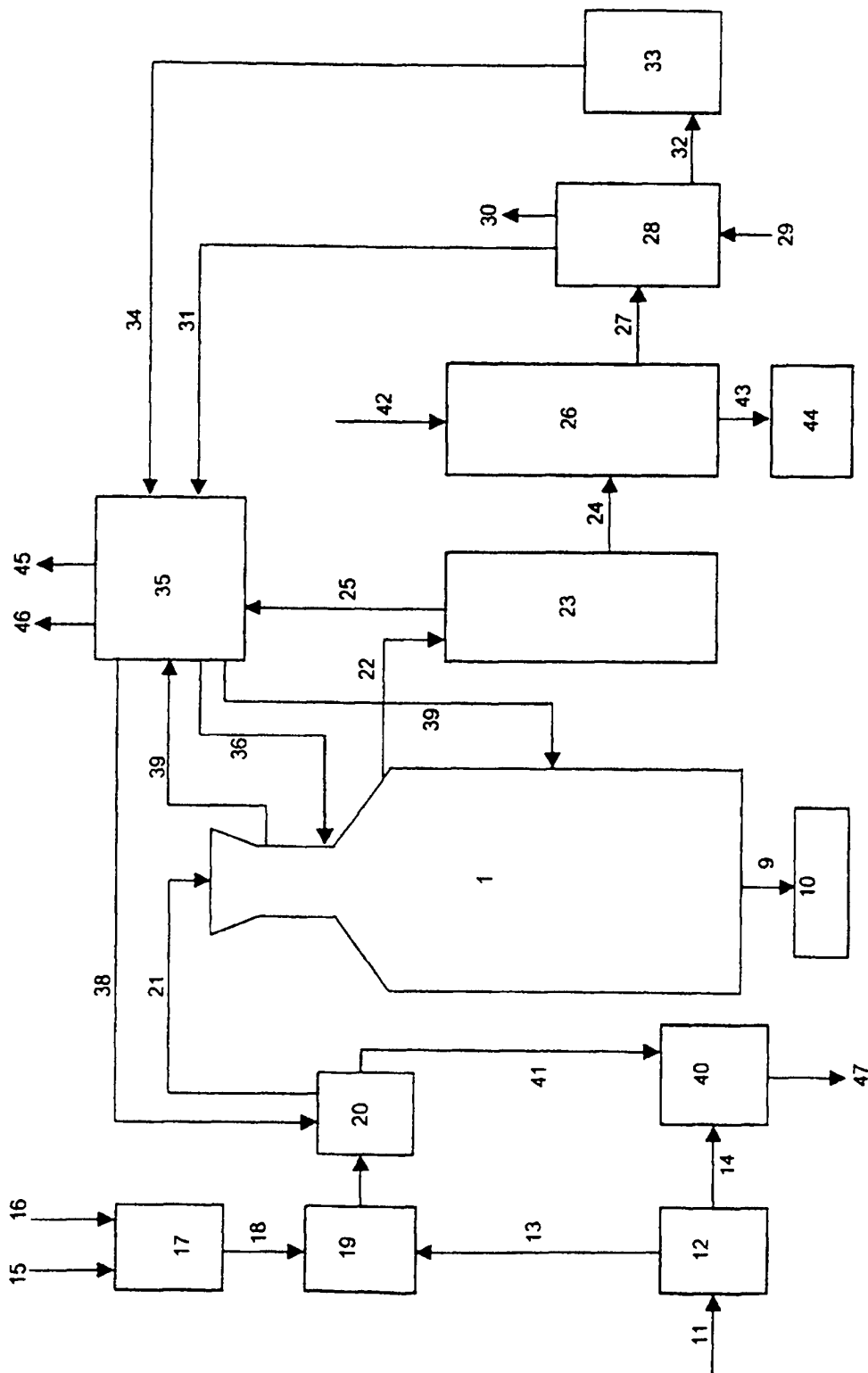


FIGURA 3
Instalación de gasificación completa