

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 992 347**

51 Int. Cl.:

**C10B 53/02** (2006.01)  
**C10B 47/44** (2006.01)  
**C10J 3/62** (2006.01)  
**C10J 3/46** (2006.01)  
**C10J 3/84** (2006.01)  
**C10J 3/66** (2006.01)  
**C10J 3/50** (2006.01)

12

## TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **26.10.2021** **PCT/IT2021/050345**  
87 Fecha y número de publicación internacional: **05.05.2022** **WO22091152**  
96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **26.10.2021** **E 21815279 (1)**  
97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **07.08.2024** **EP 4232525**

54 Título: **Proceso para gasificar una materia orgánica y planta para llevar a cabo dicho proceso**

30 Prioridad:

**26.10.2020 IT 202000025321**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la  
traducción de la patente:  
**11.12.2024**

73 Titular/es:

**ERS ENGINEERING S.R.L. (100.0%)**  
**Corso Vittorio Emanuele II, 44**  
**10122 Torino, IT**

72 Inventor/es:

**CARBÈ, PAOLO**

74 Agente/Representante:

**IZQUIERDO BLANCO, María Alicia**

ES 2 992 347 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).

## DESCRIPCION

Proceso para gasificar una materia orgánica y planta para llevar a cabo dicho proceso

5 CAMPO DE LA INVENCION

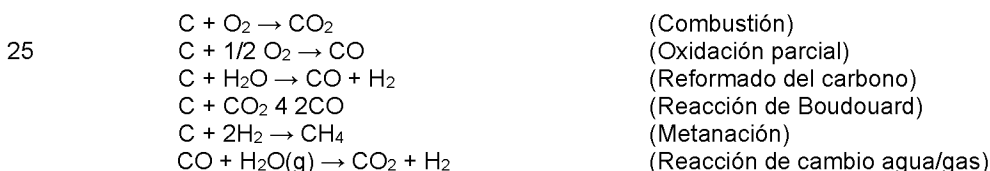
La invención se refiere generalmente a procesos para gasificar materiales orgánicos.

10 ANTECEDENTES DE LA INVENCION

La gasificación puede ser definida como la conversión termoquímica de un combustible sólido o líquido en gas en presencia de un agente gasificante y otros reactivos (aire/oxígeno y/o agua/vapor) que lleva a su combustión parcial. En conjunto, el proceso comprende, conceptualmente, tres fases: una primera fase de combustión altamente exotérmica, una segunda fase de pirólisis y, finalmente, la conversión del carbono en gas (CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>) o gasificación como tal. El gas producido en el proceso se refiere generalmente como "syngas" o gas de síntesis.

El término pirólisis se refiere a la descomposición térmica del combustible en ausencia de oxígeno (excepto el que ya pueda estar presente en el combustible), con el fin de producir hidrocarburos en forma sólida (el llamado "char"), líquida o gaseosa. Dependiendo principalmente de la velocidad del proceso, es posible cambiar el resultado de la reacción hacia fracciones más ligeras (líquidos y gases; pirólisis rápida) o fracciones pesadas (carbón y líquidos; pirólisis lenta).

Las principales reacciones que ocurren durante la gasificación son:



Dos tipos de gasificadores de lecho fijo que operan a presión atmosférica son conocidos.

El reactor es llamado fijo porque la biomasa insertada en el generador de gas yace sobre una red y se mueve hacia abajo a medida que es consumida. Por lo tanto, la gasificación tiene lugar en condiciones esencialmente estáticas.

Los dos tipos utilizados son los reactores de flujo descendente (o co-corriente) y los reactores de flujo ascendente (o contracorriente). El elemento de diferenciación viene dado por la dirección de los flujos del combustible sólido y gaseoso (agente gasificante y gas producido). Mientras que en el tipo de corriente ascendente el gas y la biomasa se mueven en direcciones opuestas (hacia arriba y hacia abajo respectivamente), en el de corriente descendente se mueven en la misma dirección (hacia abajo).

Esta diferencia es crucial porque afecta al propio proceso al que se somete el combustible y a la calidad del gas producido. De hecho, las zonas de oxidación y reducción están invertidas y, por lo tanto, en el caso de los gases de pirólisis de corriente descendente, se ven obligados a pasar por la zona de oxidación, a alta temperatura, lo que favorece el craqueo térmico del alquitrán, con el resultado de que el gas tendrá un contenido de condensación de un orden de magnitud menor que el gas que sale del reactor de corriente ascendente.

Este bajo contenido de contaminantes permite utilizar el gas producido directamente en motores de combustión interna para producir electricidad.

Por la misma razón, los reactores de flujo ascendente tienen más dificultades de aplicación en la producción de electricidad en motores de combustión interna, ya que requieren una limpieza más controlada. En general, su utilización es más ventajosa en la producción de calor mediante la combustión directa del gas producido en calderas.

Las soluciones clásicas tienen en común algunas características fundamentales:

- los procesos que tienen lugar dentro del reactor sólo pueden controlarse externamente a través de dos parámetros: la tasa de flujo del agente gasificante y la presión negativa de los gases salientes;
- la distribución de las reacciones dentro del reactor tiene lugar de manera estratificada;
- el espesor de las capas de reacción y sus temperaturas son el resultado de delicados equilibrios termo fluidodinámicos que se consiguen mediante un compromiso destinado a encontrar el óptimo en los gases salientes (no es posible controlar ni optimizar la reacción individual);
- el agente gasificante, para distribuirse homogéneamente en el reactor, necesita encontrar algunos pasajes dentro de la biomasa. Este requerimiento establece un límite inferior al tamaño de la propia biomasa y a la cantidad de polvo presente, que son las principales causas de obstrucción del reactor.

El documento US 2002020112 A1 muestra un proceso y un aparato para obtener combustibles en forma gaseosa y líquida a partir de materiales de desecho, en particular residuos sólidos. El aparato incluye una barrena capaz de transportar el material a ser procesado desde un tanque de contención hasta un reactor principal, donde el material es almacenado en un lecho reductor, calentado y sometido a operaciones de secado, pirólisis y combustión para obtener aceite vaporizado y gases combustibles. Las tuberías son proporcionadas para la inyección de vapor dentro del lecho reductor, dicho vapor reacciona con el material de combustión para formar hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido.

Especialmente en los reactores de corriente descendente, cuya peculiaridad es producir un gas limpio tal que pueda ser utilizado en motores de combustión interna, la distribución homogénea del agente gasificante por toda la sección del reactor es fundamental para el craqueo térmico del alquitrán.

Es esencial asegurar que todos los gases producidos en la reacción previa de pirólisis (el llamado "pirogas") sean sometidos a una reacción posterior de combustión que eleve su temperatura lo suficiente como para destruir las cadenas de hidrocarburos más largas y preparar el gas para la fase posterior de reducción. Cualquier zona en la que no se garantice la presencia de oxígeno, además de una reducción en la producción de syngas, permitiría el paso del pirogas como tal y, consecuentemente, la presencia de "alquitrán" (aceite de pirólisis) en los gases de salida (causando tanto atascos en la línea de limpieza de gases, como fallos en los motores de combustión interna).

En soluciones clásicas, además de impedirse la posibilidad de optimizar cada fase, la utilización de biomasa de pequeño tamaño como combustible está limitada, precisamente porque ésta atascaría los intersticios que son utilizados mediante el agente gasificante para distribuirse homogéneamente dentro del reactor.

Otra limitación de las soluciones clásicas es la presencia de humedad en el interior de la biomasa que, durante la fase de calentamiento, se convierte en vapor mediante la sustracción de calor del proceso y la ocupación de volumen con el efecto de sofocar e inhibir otras reacciones.

Cuanto más se intenta incrementar la potencia producida por la planta mediante el incremento del tamaño del reactor (incremento proporcional), más importante es el problema que surge.

Con el fin de superar los límites impuestos por los sistemas de gasificación de una sola etapa, se han propuesto sistemas multietapa, diseñados para la implementación de las fases del proceso (pirólisis, gasificación y reducción) en varias cámaras de reacción separadas y secuenciales.

De esta forma, además de la optimización de las condiciones del proceso en cada fase individual, que mejora la calidad del syngas en salida, es posible pretratar el combustible entrante en la fase de pirólisis (menos sensible respecto a las fases siguientes al patrón geométrico de la biomasa), descomponiéndolo térmicamente en sus fases principales (pyrogas y char) que son a su vez enviadas a diferentes puntos de un reactor posterior para facilitar su transformación en syngas.

Los sistemas multietapa son conocidos, por ejemplo, desde los documentos DE 10 2009 047 445 A1 y EP 2 808 377 A1. El documento DE 10 2009 047 445 A1 describe una planta que comprende un primer reactor (tornillo de pirólisis) y un segundo reactor separado físicamente del primero. El segundo reactor consiste en un gasificador de lecho fluidizado que gasifica una biomasa distinta de la contenida en el reactor de pirólisis. El documento EP 2 808 377 A1 describe una planta que comprende un reactor de pirólisis, una cámara de oxidación y un horno de reducción separado físicamente. El gas de pirólisis producido en el reactor de pirólisis se trata en la cámara de oxidación y entonces se introduce en el horno de reducción. El residuo de carbono sólido producido en el reactor de pirólisis se introduce en el horno de reducción.

Por otra parte, el documento US 2013185999 A1 muestra un aparato para convertir un combustible sólido en un combustible gaseoso, que comprende una zona de pirólisis capaz de descomponer el combustible sólido en un gas de pirólisis y un residuo sólido de pirólisis (coque); y una zona de combustión, separada de la zona de pirólisis, que es conveniente para la combustión del gas de pirólisis. El aparato incluye, donde sea apropiado, conductos para la transmisión de vapor calentado desde medios de secado específicos a un lecho reductor situado en la zona de combustión.

Los inconvenientes y limitaciones de esta configuración son obvios. Primero, el proceso de secado del material combustible tiene lugar en un aparato independiente, separado físicamente del reactor principal de pirólisis y combustión, así que necesita su propio sistema de calentamiento. Esto tiene un impacto negativo en la eficiencia del ciclo de producción y en los costes de realización/mantenimiento de la planta. En adición, el vapor alimentado en el lecho reductor reacciona directamente con el material sólido, así requiriendo la presencia de suficientes espacios intersticiales dentro de la biomasa para ser homogéneamente distribuida en el lecho, no resolviendo de hecho el problema relacionado con el tamaño del material de entrada, con obvias desventajas en términos de emisiones contaminantes, calidad de los productos finales y eficiencia energética.

#### OBJETO DE LA INVENCION

Por lo tanto, un objeto de la invención es poner a disposición un proceso de gasificación multietapa que permita la extracción más completa del alquitrán del gas de pirólisis.

Otro propósito de la invención es poner a disposición una planta de gasificación multietapa configurada para permitir la implementación del proceso de gasificación de la forma más eficiente posible. En particular, las diferentes reacciones implicadas en el proceso de gasificación tienen lugar en áreas dedicadas (reactores) y cada una en su propio equilibrio termodinámico.

## RESUMEN DE LA INVENCION

Es proporcionado así un proceso para gasificar materiales orgánicos que comprende los siguientes pasos:

- someter un material orgánico a una fase de secado para reducir su contenido de humedad y obtener material orgánico seco y vapor, y extraer vapor;
- someter la materia orgánica seca a pirólisis y generar un gas de pirólisis y un residuo sólido carbonoso a partir de la materia orgánica seca, conteniendo el gas de pirólisis una fracción de alquitrán,
- separar el gas de pirólisis del residuo sólido carbonoso, en el que la separación del gas de pirólisis comprende extraer el gas de pirólisis y transmitirlo por separado del residuo sólido carbonoso generado por la pirólisis;
- someter el gas de pirólisis a un tratamiento termoquímico; y
- después del tratamiento termoquímico, causar la penetración del gas de pirólisis tratado a través de un lecho reductor compuesto del residuo sólido carbonoso generado por pirólisis, y producir un gas de síntesis,

en el que someter el gas de pirólisis a un tratamiento termoquímico comprende:

- someter el gas de pirólisis a una primera combustión con un agente gasificante en condiciones sub estequiométricas mediante boquillas de expulsión dispuestas debajo y corriente ascendente del lecho reductor, y obtener el craqueo de la fracción de alquitrán contenida en el gas de pirólisis; y
- someter el gas de pirólisis a una segunda combustión introduciendo un agente gasificante adicional en una cámara dispuesta por encima y en corriente descendente de las boquillas de expulsión y en corriente ascendente de una interfaz (23) que separa la cámara (20") del lecho reductor (31), y completar la combustión de la fracción de alquitrán hasta que el gas de pirólisis se convierta totalmente en CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O(g) y calor;

en el que el agente gasificante adicional está compuesto, al menos parcialmente, por vapor extraído en la fase de secado, en el que el gas de pirólisis tratado se mueve hacia arriba por diferencia de presión a través de esta interfaz entre la cámara y el lecho reductor, y se lava a través del lecho reductor, en el que esta interfaz actúa como soporte para este lecho reductor, y en el que el vapor, extraído durante la fase de secado, se transporta a conductos especiales, se fuerza a pasar a través de áreas de alta temperatura de la planta, y se sobrecalienta antes de ser utilizado como agente gasificante adicional.

La invención se refiere además a una planta para llevar a cabo el proceso de acuerdo con la invención, que comprende:

- un primer reactor de tornillo dispuesto con eje de rotación horizontal (x), dicho primer reactor es proporcionado para someter la materia orgánica a secado y pirólisis y tiene una salida de vapor, una salida de gas de pirólisis y una salida de residuos sólidos carbonosos;
- un segundo reactor que comprende una cámara inferior y una cámara superior, en el que en la cámara inferior están dispuestas dichas boquillas de expulsión que están conectadas a la salida de gas de pirólisis del primer reactor, y en el que en la cámara superior está dispuesto un suministro adicional de agente gasificante; y
- un tercer reactor dispuesto por debajo de la salida del residuo sólido carbonoso del primer reactor y por encima del segundo reactor, comprendiendo dicho tercer reactor el lecho reductor compuesto por el residuo sólido carbonoso que se supe por gravedad a través de la salida del residuo sólido carbonoso y está soportado por la interfaz que lo separa del segundo reactor;

en el que el tercer reactor está en comunicación fluida con el segundo reactor a través de dicha interfaz.

Preferiblemente, el primer reactor de tornillo estará configurado para mantener el material orgánico en contacto con las paredes del reactor de tornillo.

En adición, el primer reactor puede tener un árbol hueco para la transmisión de los gases de combustión calientes a través de este árbol hueco, con la pretensión de incrementar la superficie de contacto con el material orgánico y, por lo tanto, la eficiencia de los procesos térmicos descritos anteriormente.

De acuerdo con la invención, el material orgánico (biomasa) se pretrata en el primer reactor, donde cabe esperar que la reacción ocurra por intercambio indirecto de calor, y no por contacto combustible/comburente. Desde esta fase son obtenidos un componente vapor (vapor), un componente carbonoso sólido (char) y un componente hidrocarburo volátil (pirogas).

Los gases de pirólisis se recogen y se tratan por separado (craqueo y combustión del alquitrán) con el fin de optimizar y

centrar esta fase en la destrucción completada del alquitrán (la combustión sólo afecta al pirogas).

El vapor generado en la primera parte del primer reactor se toma, se sobrecalienta dentro del propio sistema y se utiliza para incrementar las reacciones de la reforma del carbono y del cambio agua/gas.

En particular, el vapor que entra en la cámara superior del segundo reactor se sobrecalienta primero mediante la interacción con las zonas de mayor temperatura de la instalación (zonas de reducción y combustión) y, por lo tanto, se homogeneiza y mezcla en condiciones estequiométricas.

En el segundo reactor, por lo tanto, tiene lugar una reacción exclusivamente gas-gas entre los agentes gasificantes adicionales, en particular vapor de agua sobrecalentado y gases de pirólisis pretratados en el primer reactor.

El vapor no se introduce directamente dentro del material sólido del lecho reductor, lo que presenta importantes ventajas en términos de eficiencia energética y emisiones. La presencia de la denominada "cámara de amortiguación" en el interior del segundo reactor, donde tiene lugar la mencionada reacción gas-gas, favorece que se consigan las condiciones estequiométricas y la temperatura ideales para la combustión.

Sólo en este punto los productos así obtenidos, desprovistos de sus componentes hidrocarbonados de cadena larga, pueden atravesar el lecho de carbón, creado previamente en la fase de pirólisis, para reducirse y crear syngas.

De esta forma, es más fácil controlar los parámetros fisicoquímicos de las reacciones, mientras que la distribución de los gases combustibles en el lecho reductor es más homogénea y uniforme.

Para simplificar, se trata de un flujo a contracorriente modificado (tipo de corriente ascendente) en el que los gases de pirólisis pasan a través de la fase de combustión (como en el caso de los reactores de corriente descendente), descomponiéndose y dando lugar a un gas con menor contenido en alquitrán respecto al presente en los reactores de corriente co-corriente (corriente descendente).

Una consecuencia fundamental derivada de la utilización de esta invención consiste en la posibilidad de utilizar biomasa con un alto contenido de humedad (que se convierte internamente en agente gasificante), la ausencia de una limitación inferior del tamaño de la biomasa (compatible con la utilización de residuos) y, sobre todo, la ausencia de limitaciones en el escalado de la planta.

#### BREVE DESCRIPCION DE LOS DIBUJOS

Otras características y ventajas del proceso y la planta de acuerdo con la invención se pondrán de manifiesto a partir de la siguiente descripción detallada realizada a modo de ejemplo no limitativo con referencia a los dibujos adjuntos, en los que:

- La figura 1 ilustra esquemáticamente una planta adaptada para implementar un proceso de acuerdo con la invención, y
- La figura 2 ilustra esquemáticamente una boquilla de expulsión utilizada en la planta según se muestra en la figura 1.

#### DESCRIPCION DE REALIZACIONES PREFERIDAS

La figura 1 ilustra una planta de gasificación que comprende una pluralidad de reactores separados dispuestos dentro de una estructura de contención esencial para mantener estos reactores en equilibrio termodinámico.

La planta ilustrada incluye un primer reactor 10 adaptado para someter la materia orgánica a secado y pirólisis. Primero, el reactor 10 es, en particular, un reactor de tornillo, que comprende un tornillo de transporte 11 dispuesto con eje de rotación x horizontal. En los extremos opuestos del reactor 10 están dispuestas respectivamente una entrada de materia orgánica 13, y una salida de gas de pirólisis 15 y una salida de residuo sólido carbonoso 17.

La entrada de material orgánico 13 incluye una tolva para introducir material orgánico (normalmente biomasa sólida triturada) dentro del reactor 10.

En la primera sección del reactor 10, donde las temperaturas son adecuadas para la evaporación del único contenido de humedad presente en el material orgánico, se obtienen aberturas 10a en el manto del reactor, a través de las cuales se toma, mediante un ventilador 19, el vapor creado durante la fase de secado.

La salida de gas de pirólisis 15 está destinada a la extracción del componente volátil (pirogas o gas de pirólisis) de la materia orgánica sometida a pirólisis. En la salida de gas es proporcionada una cámara de recolección 15a en corriente descendente del reactor de pirólisis 10, para transmitir el gas de pirólisis. La salida del residuo carbonoso sólido 17 está proporcionada para la descarga del residuo carbonoso sólido resultante de la pirólisis de la materia orgánica.

Con el fin de optimizar el intercambio de calor y así reducir el tamaño del reactor, el árbol del tornillo está configurado para

mantener el material orgánico en contacto con las paredes del reactor, que a su vez están en contacto con los gases calientes de la siguiente fase de combustión, que es la fuente de la energía térmica necesaria para que el proceso de pirólisis tenga lugar. La utilización, para el tornillo de pirólisis, de un árbol hueco a través del cual se pueden transportar los gases calientes, es otro truco que se puede adoptar para incrementar la superficie de intercambio de calor.

La planta incluye también un segundo reactor 20 y un tercer reactor 30 dispuestos uno encima del otro; en particular, el tercer reactor 30 está ubicado por debajo de la salida de carbono sólido residual 17 del primer reactor 10 y por encima del segundo reactor 20. Ventajosamente, el primer reactor 10, el segundo reactor 20 y el tercer reactor 30 están integrados dentro de la misma estructura de cojinete para solicitar una instalación lo más compacta posible y mantener los tres reactores en equilibrio termodinámico entre sí.

El tercer reactor 30 comprende un lecho reductor 31 compuesta por el residuo carbonoso sólido descargado por gravedad desde la salida del residuo carbonoso sólido 17 del primer reactor 10. El lecho reductor 31 está soportado por una rejilla 23 que sirve de interfaz entre el tercer reactor 30 y el segundo reactor 20. La rejilla 23 divide por lo tanto el tercer reactor 30, donde está ubicada el lecho reductor 31, del segundo reactor 20, permitiendo únicamente el pasaje de los gases de reacción entre dicho segundo reactor 20 y dicho tercer reactor 30.

Como alternativa a la red, puede proporcionarse otro tipo de interfaz que permita la alimentación ascendente del gas de pirólisis desde el segundo reactor 20 hasta el lecho reductor 21, como se aclarará más adelante.

El segundo reactor 20 comprende una cámara inferior 20' y una cámara superior 20". En la cámara inferior 20' se colocan una pluralidad de boquillas de expulsión 25, que se conectan a la salida de gas de pirólisis 15 del primer reactor 10 a través de una tubería. También se conectan las boquillas de expulsión 25 a un suministro de agente gasificante, tal que aire. En la figura 2 es representada esquemáticamente una boquilla 25. Tiene una entrada central 25a conectada con el suministro del agente gasificante y proporcionada con una contracción 25b y una sección divergente 25c en corriente descendente de la contracción 25b.

En corriente ascendente de la contracción 25b se obtiene una entrada de gas 25d, conectada con la salida de gas de pirólisis 15 del primer reactor 10. Gracias al efecto Venturi, el pasaje de aire en la entrada central 25a causa la aspiración del gas de pirólisis 25d, mientras que gracias al efecto Coanda los gases se ven obligados a seguir el contorno de la superficie de la sección divergente 25c. En conjunto, esto resulta en una mezcla eficaz del agente gasificante (aire) con el gas de pirólisis. En la figura 2, BF indica una llama azul producida mediante la combustión del gas de pirólisis en condiciones sub estequiométricas.

En la cámara superior 20" del segundo reactor 20, se suministra un agente gasificante adicional 27 a un nivel intermedio entre las boquillas de expulsión 25 y el lecho reductor 31. El suministro de agente gasificante adicional 27 está conectado a una salida de soplate 19. La entrada del soplate 19 está conectada, por medio de válvulas de control, a las aberturas de salida de vapor 10a del primer reactor 10 y a un suministro de aire. La humedad de la materia orgánica, transformada en vapor de agua y sobrecalentada, puede así utilizarse, al menos parcialmente, como agente gasificante adicional.

Desde la cámara de recogida 15a situada en corriente descendente del primer reactor 10, el pirogas es aspirado por las boquillas de expulsión 25 que, gracias al efecto Venturi junto con el efecto Coanda, proporcionan mezclar el pirogas con el oxígeno contenido en el agente gasificante en condiciones sub estequiométricas.

La elevada temperatura del pirogas inyectado, combinada con la presencia de oxígeno, da lugar a una primera combustión del alquitrán contenido en el pirogas y a una consecuente rotura de los hidrocarburos de cadena larga en compuestos más simples.

En la siguiente cámara de combustión, definida en correspondencia de la alimentación del agente gasificante adicional 27, a través de boquillas proporcionadas en la alimentación adicional 27, se añade una cantidad de oxidante necesaria para la combustión completada de el alquitrán.

En esta etapa, si se considera necesario, dependiendo de las características de la biomasa de entrada, el aire de combustión puede humedecerse con el vapor tomado del reactor de pirólisis 10 para dar lugar a la reacción de reforma del carbono y del cambio de agua/gas.

El gas de pirólisis tratado de la manera anteriormente descrita es entonces controlado a través de la red o interfaz 23 y, entonces, a través del lecho reductor 31 compuesto por carbón procedente del reactor de pirólisis 10. Los gases procedentes de la cámara de combustión (principalmente  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) que atraviesan este lecho de carbón al rojo vivo sufren las posteriores reacciones de reducción (reacción de Boudouard) obteniéndose el syngas con la composición deseable (principalmente  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  y, en menor cantidad,  $\text{CH}_4$ ).

Los gases calientes, tras esta fase, son transportados de tal forma que envuelven el reactor de pirólisis 10 transmitiendo el calor necesario para que ocurran en su interior las reacciones requeridas.

En el interior de la planta pueden proporcionarse cámaras adicionales convenientes para albergar materiales con la

función de catalizar el proceso de romper cualquier alquitrán todavía presente, o para cambiar la composición del propio gas de síntesis variando los porcentajes de gases presentes. También pueden ser proporcionadas en estas cámaras medidas para una primera limpieza con referencia a la reducción del polvo.

- 5 Es evidente que lo descrito se da sólo a título de ejemplo no limitativo y que son posibles variaciones y modificaciones del experto sin apartarse del ámbito de la invención, tal como se define en las reivindicaciones siguientes.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

## REIVINDICACIONES

1. Proceso para gasificar un material orgánico, que comprende los siguientes pasos:

- someter un material orgánico a una fase de secado para reducir su contenido de humedad y obtener material orgánico seco y vapor, y extraer dicho vapor,
- someter la materia orgánica seca a pirólisis y generar un gas de pirólisis y un residuo sólido carbonoso a partir de la materia orgánica seca, conteniendo el gas de pirólisis una fracción de alquitrán,
- separar el gas de pirólisis del residuo sólido carbonoso, en el que la separación del gas de pirólisis comprende extraer el gas de pirólisis y transmitirlo por separado del residuo sólido carbonoso generado por la pirólisis,
- someter el gas de pirólisis a un tratamiento termoquímico, y
- después del tratamiento termoquímico, hacer que el gas de pirólisis tratado penetre a través de un lecho reductor (31) compuesto por el residuo sólido carbonoso generado por la pirólisis, y producir un gas de síntesis, en el que someter el gas de pirólisis a un tratamiento termoquímico comprende:

- someter el gas de pirólisis a una primera combustión con un agente gasificante en condiciones sub estequiométricas mediante boquillas de expulsión (25) dispuestas por debajo y por delante del lecho reductor (31), y obtener el craqueo de la fracción de alquitrán contenida en el gas de pirólisis, y
- someter el gas de pirólisis a una segunda combustión introduciendo un agente gasificante adicional en una cámara (20'') dispuesta por encima y en corriente descendente de las boquillas eyectoras (25) y en corriente ascendente de una interfaz (23) que separa una cámara (20'') del lecho reductor (31), y completando la combustión de la fracción de alquitrán hasta que el gas de pirólisis se convierta completamente en CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O(g) y calor;

en el que el agente gasificante adicional está compuesto, al menos parcialmente, por vapor extraído en la fase de secado, en el que el gas de pirólisis tratado se mueve hacia arriba por diferencia de presión a través de esta interfaz (23) entre la cámara (20'') y el lecho reductor (31), y se lava a través del lecho reductor (31), en la que esta interfaz (23) actúa como soporte de este lecho reductor (31), y en la que el vapor, extraído durante la fase de secado, se canaliza por conductos especiales, se fuerza a pasar por áreas de la planta a alta temperatura, y se sobrecalienta antes de ser utilizado como agente gasificante adicional.

2. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dichas boquillas de expulsión (25) están basadas en los efectos Venturi y Coanda.

3. Planta para llevar a cabo un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que comprende:

- un primer reactor de tornillo (10) dispuesto con eje de rotación horizontal (x), dicho primer reactor (10) proporcionado para someter la materia orgánica a secado y pirólisis y que tiene una salida de vapor (10a), una salida de gas de pirólisis (15) y una salida de residuos sólidos carbonosos (17);
- un segundo reactor (20) que comprende una cámara inferior (20') y una cámara superior (20''), en el que en la cámara inferior están dispuestas dichas boquillas de expulsión (25) que están conectadas a la salida de gas de pirólisis (15) del primer reactor (10), y en el que en la cámara superior está dispuesto un suministro adicional de agente gasificante (27); y
- un tercer reactor (30) dispuesto por debajo de la salida del residuo sólido carbonoso (17) del primer reactor (10) y por encima del segundo reactor (20), comprendiendo dicho tercer reactor (30) el lecho reductor (31) compuesto por el residuo sólido carbonoso que es suministrado por gravedad a través de la salida del residuo sólido carbonoso (17) y está soportada por la interfaz (23) que la separa del segundo reactor (20);

en el que el tercer reactor (30) está en comunicación fluida con el segundo reactor (20) a través de dicha interfaz (23).

4. Planta de acuerdo con la reivindicación 3, en el que el tornillo del primer reactor (10) está diseñado de modo que mantiene la materia orgánica en contacto con las paredes de dicho reactor (10).

5. Planta de acuerdo con la reivindicación 3 o 4, en el que el primer reactor de tornillo (10) está proporcionado con un árbol hueco adaptado para transportar gases de combustión calientes a través del material orgánico.

6. Planta de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 3 a 5, en el que la salida de vapor (10a) del primer reactor (10) está conectada al suministro adicional de agente gasificante (27).

7. Planta de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 3 a 6, donde la interfaz (23) que soporta el lecho reductor (31) está configurado como una red perforada permeable al gas.



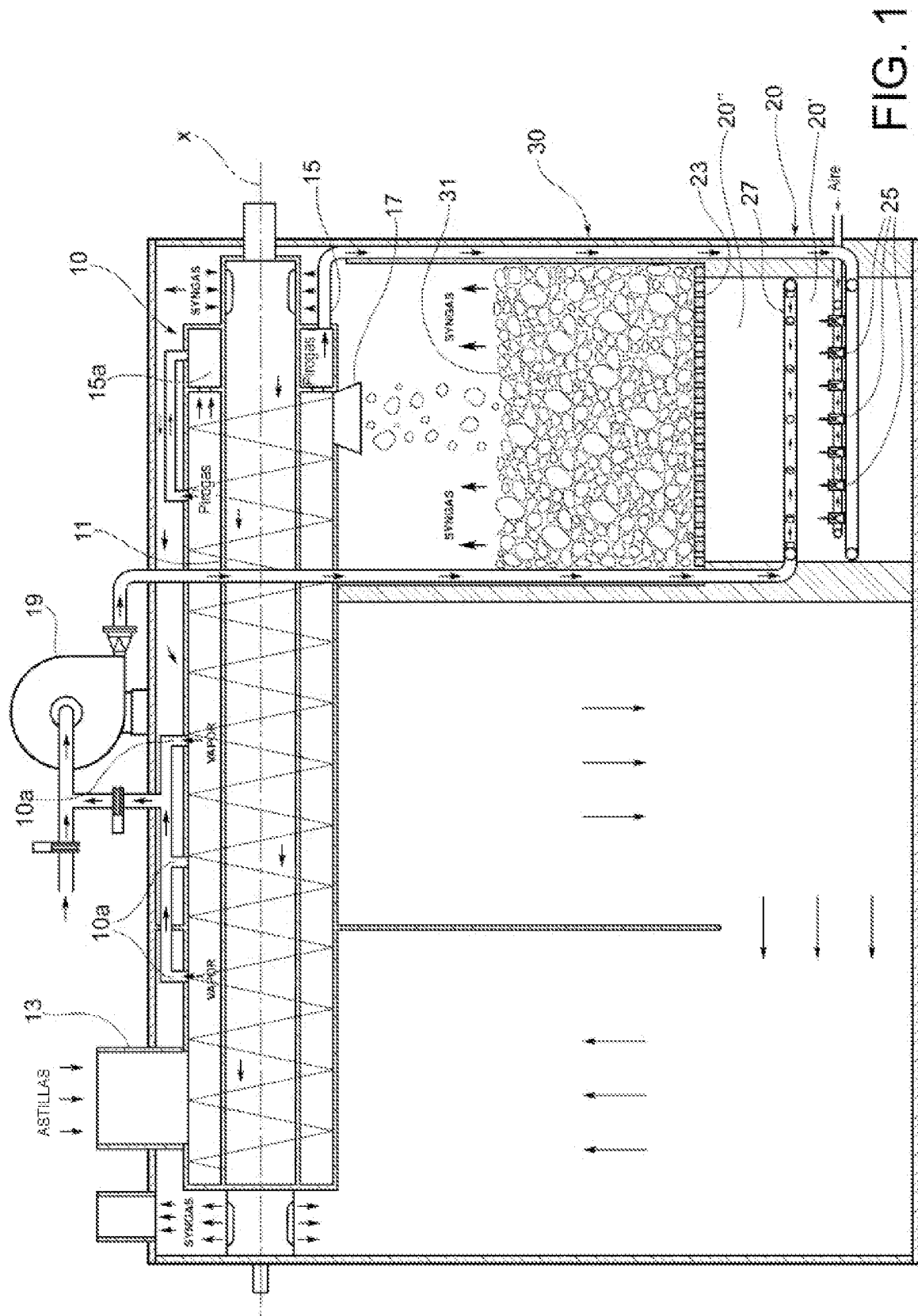


FIG. 1

