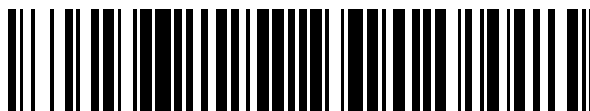


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 748 511**

51 Int. Cl.:

**F23C 10/00** (2006.01)  
**F23C 10/10** (2006.01)  
**F23C 6/04** (2006.01)  
**B01J 8/26** (2006.01)  
**B01J 8/38** (2006.01)  
**B01J 8/00** (2006.01)  
**C10J 3/56** (2006.01)  
**C10J 3/72** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **24.05.2011 PCT/FR2011/000308**  
 87 Fecha y número de publicación internacional: **08.12.2011 WO11151535**  
 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **24.05.2011 E 11728309 (3)**  
 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **10.07.2019 EP 2577162**

54 Título: **Proceso de combustión en bucle químico con dos zonas de reacción sucesivas y una zona de separación e instalación utilizando dicho proceso**

30 Prioridad:

**02.06.2010 FR 1002325**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**17.03.2020**

73 Titular/es:

**IFP ENERGIES NOUVELLES (50.0%)**  
**1 & 4 avenue de Bois-Préau**  
**92500 Rueil-Malmaison , FR y**  
**TOTAL RAFFINAGE CHIMIE (50.0%)**

72 Inventor/es:

**GAUTHIER, THIERRY;**  
**HOTEIT, ALI;**  
**GUILLOU, FLORENT y**  
**STANTON, HÉLÈNE**

74 Agente/Representante:

**ISERN JARA, Jorge**

ES 2 748 511 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 de combustión en bucle químico con dos zonas de reacción sucesivas y una zona de separación e instalación utilizando dicho proceso

5 Campo de la invención

El campo de la invención es el de la combustión en bucle químico (CLC) para producir energía, gas de síntesis y/o hidrógeno.

10 Estado de la técnica

Un proceso de combustión en bucle químico generalmente comprende una o más zonas de reacción en las que se lleva a cabo la combustión de un combustible por contacto con un sólido portador de oxígeno que a continuación se reoxida en al menos una zona de oxidación por contacto con aire o vapor de agua antes de regresar a la zona o zonas de combustión (o reducción).

15

La combustión en bucle químico consiste, por lo tanto, en poner en contacto en un recinto de alta temperatura una materia prima de hidrocarburo gaseosa, líquida y/o sólida con un sólido de óxido metálico que transporta oxígeno. El óxido metálico libera parte del oxígeno que contiene, y este participa en la combustión de hidrocarburos.

20

Al final de la combustión, los gases de combustión contienen principalmente óxidos de carbono, agua y opcionalmente hidrógeno. De hecho, no es necesario poner la materia prima de hidrocarburos en contacto con el aire y, por lo tanto, los gases de combustión están compuestos principalmente de gases de combustión y opcionalmente de un gas de dilución utilizado para transportar y fluidizar las partículas (por ejemplo vapor de agua).

25

Por lo tanto, es posible producir gases de combustión en su mayoría libres de nitrógeno y que contengan altos niveles de CO<sub>2</sub> (> 90 % vol.) que permite considerar la captura y el almacenamiento de este CO<sub>2</sub>. El óxido metálico que participó en la combustión se transporta a otro recinto de reacción donde se pone en contacto con el aire para ser reoxidado.

30

La implementación de un proceso de combustión en bucle químico requiere grandes cantidades de óxidos metálicos para quemar todo el combustible. Estos óxidos metálicos generalmente están contenidos en partículas de mineral o en partículas resultantes del tratamiento industrial (residuos de la industria del hierro o del acero, catalizadores usados de la industria química o refinación). También pueden usarse materiales sintéticos, tales como, por ejemplo, alúmina o soportes de sílice-alúmina, sobre los cuales se habrán depositado metales oxidables (óxido de níquel, por ejemplo).

35

La capacidad máxima de oxígeno realmente disponible oscila considerablemente de un óxido a otro, y generalmente está entre el 0,1 y el 15 %, y con frecuencia entre el 0,3 y el 6 % en peso. Por lo tanto, el uso de un lecho fluidizado es particularmente ventajoso para conducir la combustión. De hecho, las partículas de óxido finamente divididas circulan más fácilmente en los recintos de reacción de combustión y oxidación, así como entre estos recintos, si las partículas tienen las propiedades de un fluido.

40

La solicitud de patente FR 2 850 156 describe un proceso de combustión en bucle químico para el cual el combustible se muele antes de ingresar al reactor de reducción que opera en un lecho fluidizado circulante. El pequeño tamaño de las partículas de combustible sólido permite una combustión más completa y más rápida y permite producir casi el 100 % de cenizas volantes que se separan de los óxidos circulantes. La separación aguas abajo del lecho circulante es proporcionada primero por un ciclón y a continuación por un dispositivo para separar las partículas no quemadas de las partículas de óxido metálico. De este modo se evita el arrastre de los no quemados en la zona de oxidación y, por lo tanto, las emisiones de CO<sub>2</sub> en los efluentes del reactor de oxidación.

50

El dispositivo de separación comprende un lecho fluidizado con vapor de agua, que separa las partículas finas y ligeras como el residuo carbonado y reintroduce este último en el reactor, mientras que las partículas más densas y grandes de los óxidos se transfieren al reactor de oxidación. Este dispositivo es un equipo relativamente sofisticado ya que contiene dos compartimentos internos.

55

Además, de acuerdo con la patente FR 2 850 156, la ceniza volante se separa de las partículas de óxido en un segundo circuito donde un separador que opera en un lecho fluidizado lleva a cabo la separación, la ceniza volante se envía a un silo a través de un transporte neumático y los óxidos metálicos se extraen en la base del reactor lecho fluidizado después de la sedimentación.

60

Además, las altas velocidades de gas empleadas en el reactor de reducción que opera en un lecho fluidizado circulante no permiten obtener tiempos de residencia suficientes para que las partículas gasifiquen todo el combustible sólido y produzcan la combustión de los productos de gasificación. Por lo tanto, es necesario un gran reciclaje de las partículas no quemadas, mediante el paso a través del separador. Sin embargo, la separación de las

65

partículas no quemadas de las partículas de óxido es delicada porque requiere la adición de gas adicional en grandes cantidades, lo cual es costoso en energía.

5 Además, debido al tiempo de residencia demasiado corto, es difícil conseguir una combustión completa y los gases de combustión contienen cantidades significativas de CO y H<sub>2</sub>, lo que implica la presencia de una zona de postcombustión aguas abajo del proceso.

10 El documento FR 2 936 301 A1 describe un dispositivo y un proceso para la combustión en bucle químico de al menos una carga de hidrocarburos líquidos.

10 En la tesis de N. Berguerand "Design and Operation of a 10 kWth Chemical-Looping Combustor for Solid Fuels", ISBN 978-91-7385-329-3, se describe un dispositivo que hace posible llevar a cabo la combustión del carbón implementando un bucle químico.

15 Este dispositivo consiste en un reactor de oxidación que utiliza partículas metálicas, un ciclón que permite la separación de partículas y aire empobrecido después de la oxidación, un lecho fluidizado suministrado con óxidos metálicos oxidados por la pata de retorno situada debajo del ciclón, en la que el óxido metálico se reduce al quemar carbón. El carbón se suministra a la parte superior del lecho fluidizado en la fase diluida. En el reactor de reducción, la combustión del carbón tiene lugar progresivamente: las partículas de carbón comienzan a descender y  
20 desvolatilizarse en la fase diluida, en contracorriente de los gases de fluidización, y en la que los óxidos metálicos están presentes solamente en pequeñas cantidades; a continuación entran en contacto con los óxidos metálicos fluidizados de fase densa. El alto tiempo de residencia permite gasificar el carbón y producir gases de combustión que contienen grandes cantidades de monóxido de carbono e hidrógeno que pasan a la fase diluida. En la fase  
25 densa del reactor, las velocidades de fluidización son bajas, generalmente entre 5 y 30 cm/s, lo que no permite el arrastre de cantidades significativas de óxidos metálicos en la fase diluida, lo que podría promover la combustión de gases como CO, H<sub>2</sub> o hidrocarburos volatilizables que se descargan de la zona diluida. Como resultado, las cantidades de CO e hidrocarburos (HC) en los efluentes del reactor de reducción son grandes y superiores a varios por ciento en volumen. Por lo tanto, la eficiencia de la combustión no es muy buena y también es necesaria una zona de postcombustión para terminar la combustión.

30 Además, de acuerdo con este documento, el reactor de reducción está equipado con un separador de partículas integrado en la fase densa que requiere la adición de gas adicional para efectuar la separación.

35 Los solicitantes han desarrollado un proceso de combustión en bucle químico mejorado que permite, incluso a partir de partículas de combustible pesadas, lograr la combustión total de la carga sólida al minimizar la cantidad de carga sólida a reciclar, lo que permite maximizar la eficiencia energética del proceso.

40 El proceso de combustión de acuerdo con la invención hace posible capturar al menos el 90 % del CO<sub>2</sub> emitido por la combustión en los gases de combustión directamente a la salida del reactor de combustión, definiéndose la tasa de captura por la relación:

$$\frac{\text{Cantidad de CO}_2 \text{ emitido en los gases de combustión que salen del reactor de combustión}}{\text{Cantidad de CO}_2 \text{ emitido en el proceso de combustión en bucle químico}}$$

45 A la salida del proceso de combustión de acuerdo con la invención, la relación molar de CO/CO<sub>2</sub> de los gases de combustión aguas abajo de los ciclones es inferior a 0,05 y la relación de H<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>O es inferior a 0,05.

50 En el proceso de combustión en bucle químico de acuerdo con la invención, por un lado, el contacto entre las partículas portadoras de oxígeno y el combustible sólido se optimiza para promover reacciones de gasificación del carbón, y por otro, el contacto entre los productos de gasificación y los óxidos metálicos también está optimizado para producir efluentes que hayan sufrido una combustión total (H<sub>2</sub>, CO y HC <1 % vol. en los gases de combustión).

55 Además, de acuerdo con el proceso de la invención, la separación de las partículas no quemadas de las partículas de óxido metálico se lleva a cabo aguas arriba de la etapa de eliminación de polvos de gases de combustión del reactor de reducción para utilizar mejor la energía cinética máxima de los gases de combustión para la separación de los dos tipos de partículas.

60 Con este fin, la presente invención se refiere a un proceso de combustión de una carga sólida en un bucle químico en el que circula un material portador de oxígeno, de acuerdo con la reivindicación 1.

La admisión de la mezcla de partículas a separar en la zona de separación puede llevarse a cabo en una fase diluida del lecho fluidizado que comprende esta zona.

65 La carga sólida puede seleccionarse entre carbón, coque, coque de petróleo, biomasa, arenas bituminosas y residuos domésticos.

El tiempo de residencia promedio de la fase sólida en la primera zona de reacción puede estar entre 0,25 y 20 minutos y la velocidad superficial del gas puede estar entre 0,3 y 3 m/s.

5 El tiempo de residencia promedio del gas en la segunda zona puede estar entre 1 y 20 segundos y el tiempo de residencia promedio de los sólidos entre 2 segundos y 1 minuto, y en el que la relación de vacío en la zona es superior a 0,9.

10 En la zona de separación, se puede inducir un caudal gaseoso de velocidad impuesta al menos en un 80 % por el efluente gaseoso que contiene las partículas que proceden de la segunda zona.

En la zona de separación, la velocidad superficial del gas en la fase diluida de la zona de separación se puede establecer en un valor comprendido entre el 30 y el 300 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno.

15 En la zona de separación, la velocidad superficial del gas en la fase diluida de la zona de separación se puede establecer en un valor comprendido entre el 50 y el 150 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno.

20 A la salida de la zona de separación, la corriente de gas que contiene las partículas ligeras y una fracción de partículas portadoras de oxígeno se envía al menos a una etapa de separación gas-sólido para recuperar sustancialmente todas las partículas contenidas en la corriente de gas procedente de la zona de separación y que a continuación se reciclan a la zona de reacción.

25 Es posible admitir una mezcla de partículas y gases en el recinto del separador, es posible extraer las partículas por una salida en la parte superior del recinto y una evacuación en la parte inferior de este recinto, con los parámetros de admisión y extracción que se seleccionan para crear en el recinto una fase densa inferior y una fase diluida superior, fase diluida en la que se admite dicha mezcla.

30 El recinto del separador puede ser alimentado por un gas de una fuente externa. La invención también se refiere a una instalación para llevar a cabo la combustión de una carga sólida, de acuerdo con la reivindicación 11.

La segunda zona de reacción puede comprender una nueva alimentación de portador sólido de oxígeno.

35 La segunda zona de reacción puede comprender una alimentación de oxígeno.

La zona de separación puede comprender un recinto con al menos una línea de admisión de dicha mezcla, una línea de descarga situada en la parte inferior del recinto y una línea de salida situada en la parte superior del dispositivo, con los parámetros de admisión y evacuación/salida que se seleccionan para crear en el recinto una fase densa en la parte inferior y una fase diluida en la parte superior, y en el que dicha línea de admisión conduce a la fase diluida.

40 El recinto del separador puede incluir además una línea de alimentación para un gas procedente de una fuente externa.

45 La sección de paso de la segunda zona de reacción puede ser más pequeña que la sección de paso de la zona de reacción.

Se puede proporcionar al menos una etapa de separación gas-sólido para recuperar las partículas contenidas en la corriente de gas desde la zona de separación y reciclarlas a través de una línea a la primera zona de reacción.

50 La instalación puede comprender dos etapas de separación gas-sólido en las que una de las etapas de separación se suministra con una corriente de gas que contiene partículas procedentes de la otra de las etapas de separación.

En las líneas puede estar presente al menos un recinto que contiene un lecho fluidizado para separar las partículas ligeras que quedan entre las partículas no quemadas.

55 Descripción detallada

La invención se ilustra a partir de Figuras 1 a 4 que no son de carácter limitante.

- 60 - La Figura 1 describe el principio general de la invención,  
 - La Figura 2 describe una implementación particular de las zonas de reacción (R1), (R2) y la zona de separación (S3),  
 - La Figura 3 representa una posible configuración de la conexión entre la segunda zona de reacción (R2) y la zona de separación (S3),  
 65 - La Figura 4 representa otra posible configuración entre la zona de reacción (R2) y la zona de separación (S3).

En la Figura 1, la zona de reacción o reactor (R1) se suministra con combustible, en este caso un combustible sólido, a través de una línea (1). El combustible sólido puede introducirse a través de una línea que penetra en el interior del reactor. El flujo de las partículas de combustible sólido es continuo o intermitente con una frecuencia de inyección correspondiente a un período igual a al menos la mitad del tiempo medio de residencia de todas las partículas de combustible sólido en la zona de reacción (R1).

El combustible sólido se inyecta en la zona de reacción (R1), en la que sufre una desvolatilización de los compuestos volátiles, que generalmente representan del 5 al 50 % en peso del combustible sólido de acuerdo con su origen, en contacto con las partículas portadoras de oxígeno procedente de una zona de oxidación (R4) y suministrada a través de una línea (3).

La zona de reacción (R1) también se suministra con un gas de fluidización suministrado a través de una línea (2). Los medios de fluidización (no mostrados) son bien conocidos por los expertos en la técnica y son, por ejemplo, rejillas de distribución planas o troncocónicas, anillos dispensadores o "rociadores". Para promover las reacciones de gasificación, el gas de fluidización inyectado es preferiblemente vapor de agua, u opcionalmente una mezcla de vapor de agua y CO<sub>2</sub>. La temperatura en la zona de reacción (R1) es sustancialmente homogénea en vista de las condiciones de fluidización que conducen a la formación de una fase densa. La temperatura es preferiblemente superior a 800 °C y preferiblemente está comprendida entre 900 y 1000 °C, para minimizar el tiempo requerido para gasificar el combustible sólido.

Desde la zona de reacción (R1), las partículas de óxido metálico y una fracción de combustible sólido no quemado, junto con los gases de combustión que contienen vapor de agua, nitrógeno, dióxido de carbono, hidrógeno, CO y/o CO<sub>2</sub> o una mezcla de estos gases, se descargan a través de una línea (4). La línea (4) transfiere la mezcla gaseosa que contiene las partículas a una segunda zona de reacción (R2). La línea (4) es preferiblemente una línea de sección variable para unir las zonas de reacción (R1) y (R2).

Una línea (5) también permite extraer, en la parte inferior de la zona de reacción (R1), las cenizas formadas y aglomeradas juntas en el reactor, así como, opcionalmente, partículas portadoras de oxígeno y partículas no quemadas.

La segunda zona de reacción (R2) asegura la combustión de la mezcla gaseosa procedente de la zona de reacción (R1). Con el fin de promover la combustión total, puede preverse introducir una cantidad de sólido fresco que transporta oxígeno totalmente oxidado por una línea (6). También es posible inyectar oxígeno directamente a través de una línea (7).

A la salida de la segunda zona de reacción (R2), el efluente gaseoso que contiene partículas se extrae a través de una línea (8) para enviarlo a una zona de separación (S3) en la que hay una rápida separación entre las partículas más ligeras, en su mayoría partículas no quemadas y opcionalmente cenizas volantes y finos de óxido metálico, extraídas a través de una línea (10) con el gas, y las partículas más pesadas, en su mayoría partículas de óxido metálico, extraídas en la parte inferior de la zona de separación (S3) por una línea (13) que suministra un recinto (F4) que actúa como zona de protección. La zona de protección (F4) puede representarse mediante un lecho fluidizado concéntrico y periférico a la segunda zona de reacción (2), obteniéndose la fluidización por inyección de un gas traído por una línea (14). Ventajosamente, este último participa en la separación en la zona de separación (S3) al ser canalizado hacia ella por una línea (17). En este lecho fluidizado de la zona de protección, es ventajoso tener medios de intercambio de calor (16) que pueden ser tubos en la pared o en el lecho fluidizado que permiten recuperar una parte variable que generalmente representa del 5 al 60 % del calor producido en el proceso de combustión en bucle químico. Se utiliza una línea (15) para extraer partículas portadoras de oxígeno desde la zona de protección a una zona de oxidación (R4) para reoxidarlas.

En la zona de separación (S3), también es posible introducir un gas procedente de una fuente externa a través de una línea (9). Este gas puede contener oxígeno o un gas oxidante para continuar las reacciones de combustión de CO e hidrógeno en el separador (S3).

Desde la zona de separación (S3), una parte de las partículas pesadas decantadas (principalmente partículas portadoras de oxígeno) se extrae a través de una línea (11) para ser recicladas a la zona de reacción (R1). Por lo tanto, es posible promover la homogeneidad de la temperatura en las zonas de reacción (R1), (R2) y en la zona de separación (S3).

A la salida de la zona de separación (S3), una línea (10) transporta la corriente de gas que contiene las partículas más ligeras, principalmente partículas no quemadas y opcionalmente cenizas volantes, y una fracción menor de partículas portadoras de oxígeno a al menos una etapa de separación gas-sólido, en este caso dos etapas de separación gas-sólido (S5, S6), por ejemplo ciclones, que permiten recuperar casi todas las partículas contenidas en el flujo gaseoso de la línea (10) y que a continuación son reciclados a la zona de reacción (R1) respectivamente por las líneas (19) y (20), después de la posible eliminación de las cenizas volantes por elutriación de lecho fluidizado, por ejemplo.

A la salida del primer ciclón (S5), la corriente de gas se extrae por una línea (17) para ser enviada al segundo ciclón (S6) y a la salida de este ciclón (S6), el gas sustancialmente libre de partículas se extrae a través de la línea (18), esta última que tiene un contenido de partículas generalmente de solo entre 100 mg/m<sup>3</sup> y 1 g/m<sup>3</sup>.

5 Por ello, el proceso de combustión de una carga sólida en un bucle químico en la que circula un material portador de oxígeno comprende al menos una primera zona de reacción (R1) que opera en un lecho fluidizado denso y que permite gasificar las partículas de carga sólida en presencia de partículas de óxido metálico; una segunda zona de reacción de combustión o reducción (R2) que opera en un lecho fluidizado diluido y que permite llevar a cabo la  
10 combustión de los efluentes gaseosos de la primera zona de reacción (R1) en presencia de partículas de óxido metálico; una zona de separación (S3) que se separa en una mezcla que contiene gas, partículas no quemadas, partículas de óxidos metálicos, dicha mezcla proviene de la segunda zona de reacción (R2), y dicha zona de separación que comprende un recinto en el que la admisión de la mezcla de partículas a separar se lleva a cabo en una fase diluida en la que fluye un gas a una velocidad ascendente que se impone; y una zona de oxidación (R4) de las partículas de óxido metálico para reoxidar dichas partículas antes de devolverlas a la zona de reacción (R1).

15 Se entiende que un lecho fluidizado denso significa un lecho fluidizado en el que la fracción gaseosa  $\epsilon_g$  es inferior a 0,9, preferiblemente inferior a 0,8.

20 Se entiende que un lecho fluidizado diluido significa un lecho fluidizado en el que la fracción en volumen de las partículas de óxido metálico es inferior al 10 % en volumen.

Ventajosamente, la zona de reacción (R1) se suministra con:

- carga sólida, seca o parcialmente húmeda, en forma de partículas secas o parcialmente húmedas, de un tamaño de partícula generalmente entre 100 micrómetros y 10 mm, preferiblemente entre 100 y 500 micrómetros.

La carga o combustible sólido generalmente se selecciona entre carbón, coque, coque de petróleo, biomasa, arenas bituminosas y residuos domésticos, y preferiblemente la carga tratada es carbón.

- partículas portadoras de oxígeno que proceden directamente de la zona de oxidación (R4),
- partículas portadoras de oxígeno que proceden de uno o más ciclones separadores de partículas y gas (S5, S6) situados aguas abajo de la segunda zona de reacción (R2).
- gas de fluidización que generalmente es nitrógeno, vapor de agua y/o CO<sub>2</sub> reciclado, y preferiblemente vapor de agua. En el caso de vapor de agua o CO<sub>2</sub>, el gas puede participar activamente en la gasificación del combustible sólido.

En la zona de reacción (R1), el tiempo medio de residencia de la fase sólida (combustible sólido y vehículo de oxígeno) está entre 0,25 y 20 minutos, preferiblemente entre 2 y 10 minutos. La velocidad superficial del gas generalmente está entre 0,3 y 3 m/s (en las condiciones de reacción a la salida de la zona de reacción (R1)).

La concentración de óxidos metálicos en la zona de reacción (R1) es de al menos el 10 % en volumen.

La temperatura generalmente está entre 800 y 1000 °C, preferiblemente superior a 900 °C.

45 La implementación de un proceso de combustión en bucle químico de acuerdo con el proceso de la invención requiere grandes cantidades de óxidos metálicos. Estos óxidos metálicos generalmente están contenidos en partículas de mineral o en partículas resultantes de tratamientos industriales (residuos de la industria siderúrgica o minera, catalizadores usados de la industria química o de refinación, y también pueden ser el resultado de materiales sintéticos tales como, por ejemplo, portadores de alúmina o sílice-alúmina en los que se han depositado  
50 metales oxidables (óxido de níquel, por ejemplo). La capacidad de oxígeno realmente disponible oscila considerablemente de un óxido a otro y generalmente está entre el 0,1 y 15 %, y con frecuencia entre el 0,3 y 3 % en peso. Por lo tanto, el uso de un lecho fluidizado es particularmente ventajoso para conducir la combustión. De hecho, las partículas de óxido finamente divididas circulan más fácilmente en los recintos de reacción de combustión y oxidación, así como entre estos recintos, si las partículas tienen las propiedades de un fluido.

55 Las partículas portadoras de oxígeno generalmente son mucho más grandes en tamaño y densidad que las cenizas volantes y las partículas no quemadas que han estado en contacto con las partículas portadoras de oxígeno en la zona de combustión a alta temperatura. En la salida de la zona de combustión, se estima que el tamaño de las partículas de carbón no quemadas es inferior a 100 micrómetros y que la mayoría de las partículas tienen un tamaño inferior a 150 micrómetros. La densidad de estas partículas generalmente se encuentra entre 1000 y 1500 kg/m<sup>3</sup>.

Otras partículas como la ceniza volante resultante de la combustión de la carga sólida también pueden circular con el resto de las partículas y se caracterizan por un tamaño y una densidad de partículas más pequeños que las partículas portadoras de oxígeno y, a menudo, también más bajas que las partículas no quemadas.

65 En la segunda zona de reacción (R2) fluyen los efluentes sólidos y gaseosos procedentes de la zona de reacción

(R1), con la excepción de una fracción muy pequeña de partículas de cenizas aglomeradas que pueden extraerse en el fondo de la zona de reacción (R1).

5 La sección de paso de la segunda zona de reacción (R2) es estrictamente más pequeña que la sección de paso de la zona de reacción (R1). Preferiblemente, la sección de paso de la segunda zona de reacción (R2) es al menos un 25 % inferior a la de la zona de reacción (R1) y preferiblemente al menos un 50 %.

10 De esta manera, el cambio de sección permite aumentar la velocidad entre las zonas de reacción (R1) y (R2) y garantizar la transición entre el flujo de la fase densa y la fase diluida.

En la segunda zona de reacción (R2) se lleva a cabo la combustión del efluente gaseoso. Dadas las velocidades del gas, el tiempo de residencia promedio del gas en esta zona generalmente se encuentra entre 1 y 20 segundos, y el tiempo de residencia promedio de los sólidos oscila entre 2 segundos y 1 minuto.

15 En estas condiciones, y dada la naturaleza diluida del flujo y la presencia de portador de oxígeno, las reacciones son esencialmente reacciones entre la fase gaseosa y el sólido. Estas reacciones habitualmente son la conversión de CO y H<sub>2</sub> a CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O.

20 Para promover la combustión total de los hidrocarburos que salen de esta zona, puede ser ventajoso inyectar oxígeno en esta zona, ya sea en forma de partículas portadoras de oxígeno frescas que se originan en una zona de oxidación, o en forma de oxígeno gaseoso.

25 Además, también puede ser ventajoso inyectar una porción del combustible sólido en esta segunda zona de reacción, especialmente si el combustible tiene una gran cantidad de materia volátil. De esta manera, la carga gaseosa en la zona de reacción (R1) es limitada y, en consecuencia, el diámetro del reactor es menor.

De hecho, se sabe que ciertos combustibles sólidos tienen altos contenidos volátiles, por ejemplo, entre el 25 y el 50 %.

30 En esta segunda zona de reacción, los volátiles sólidos se desvolatilizan y pueden arder rápidamente. Por otro lado, el residuo del combustible sólido no volatilizado ("carbonizado") no tiene tiempo para reaccionar debido al tiempo de residencia que es demasiado corto, y además al corto tiempo de contacto con el transportador de oxígeno, en esta zona de reacción. Se reciclará en la zona de reacción (R1) después de su separación en la zona de separación (S3) aguas abajo, del gas efluente de la segunda zona de reacción (R2).

35 La segunda zona de reacción (R2) opera en un lecho fluidizado diluido en el que se transportan todos los sólidos. El tiempo de residencia de la fase gaseosa generalmente se encuentra entre 1 y 20 segundos, el flujo de sólidos transportados se encuentra entre 25 y 500 kg/s/m<sup>2</sup>, preferiblemente entre 60 y 300 kg/s/m<sup>2</sup>.

40 La velocidad superficial del gas es superior a 3 m/s e inferior a 30 m/s, preferiblemente entre 5 y 15 m/s (expresada bajo condiciones), para facilitar el transporte de todas las partículas mientras se minimizan las pérdidas de carga para optimizar la eficiencia energética del proceso.

45 En esta zona, el flujo se diluye y la mayor parte del volumen está ocupado por el gas. Por lo tanto, la relación de vacío generalmente es superior al 90 %, o incluso al 95 %.

Las partículas transportadas con el gas son de diferentes naturalezas. Distinguímos:

- 50 – las partículas portadoras de oxígeno han producido al menos una parte de su oxígeno durante su paso en la zona de reacción (R1) o en la segunda zona de reacción (R2);
- las partículas de combustible sólido no quemadas (o partículas no quemadas), inyectadas en la zona de reacción (R1) y no totalmente gasificadas o inyectadas en la segunda zona de reacción (R2) y sustancialmente desvolatilizadas;
- 55 – opcionalmente cenizas volantes, como resultado de la combustión total de las partículas de combustible sólido y para las cuales el tiempo de residencia en las zonas de reacción (R1) y (R2) ha sido suficiente.

A la salida de la segunda zona de reacción (R2), los efluentes gaseosos se envían a la zona de separación (S3).

60 La zona de separación (S3) permite separar las partículas pesadas de las partículas ligeras en la mezcla de gases precedentes de la zona de combustión (R2). Las partículas pesadas consisten esencialmente en las partículas de óxidos metálicos a reciclar y las partículas ligeras de partículas no quemadas a reciclar a la zona de reacción (R1) y opcionalmente cenizas volantes.

65 Dentro de la zona de separación (S3), la velocidad superficial del flujo de gas es superior a la velocidad de descomposición final de las partículas de combustible no quemadas para permitir su arrastre con el gas.

## ES 2 748 511 T3

Por lo tanto, al someter la mezcla de partículas de la segunda zona de reacción (R2) a una velocidad de flujo gaseosa impuesta, es posible llevar a cabo una separación "rápida" entre las partículas pesadas y las partículas ligeras.

- 5 Por separación rápida se entiende una separación que tiene lugar en menos de 1 minuto y preferiblemente en menos de 20 segundos, esta duración que corresponde al tiempo de residencia de las partículas ligeras en la fase diluida del separador.

La fase diluida generalmente tiene un contenido sólido generalmente inferior al 5 %, o incluso inferior al 1 % (vol.).

- 10 La zona de separación (o separador) comprende al menos un recinto con una línea de admisión (8) de dicha mezcla, una línea de evacuación (13) situada en la parte inferior del recinto y una línea de salida (10) situada en la parte superior del dispositivo, con los parámetros de admisión y evacuación/salida que se seleccionan para crear en el recinto una fase densa en la parte inferior y una fase diluida en la parte superior, y en el que dicha línea de admisión conduce a la fase diluida.

Por lo tanto, la separación se lleva a cabo en la fase diluida del separador para obtener la mejor eficiencia de separación posible.

- 20 La eficiencia de separación se puede definir mediante la fórmula:  
 $X = \text{cantidad de partículas no quemadas arrastradas con el gas} / \text{cantidad total de partículas no quemadas en la mezcla de partículas que ingresan al separador}.$

- 25 Gracias a la implementación del dispositivo de acuerdo con la invención, se puede obtener una eficiencia de separación generalmente superior al 70 %, o incluso superior al 80 %.

Debido a esta buena eficiencia de separación, es posible optimizar la tasa de captura de CO<sub>2</sub> del proceso, esta última definida por la proporción de cantidad de CO<sub>2</sub> emitida a nivel de la zona de combustión/cantidad total de CO<sub>2</sub> emitido en el bucle del CLC.

- 30 Al implementar el proceso de acuerdo con la invención, la tasa de captura puede ser superior al 90 %.

Por ejemplo, con una eficiencia de separación del 80 %, es posible lograr una tasa de captura del 90 %, mientras que el progreso de gasificación en la zona de reacción (R1) es limitado.

- 35 Así, por ejemplo, el hecho de obtener una eficiencia de separación del 80 % permite un progreso de las reacciones de gasificación en un rango del 50 al 70 % en la zona de reacción (R1) dependiendo del reciclaje y el contenido de materia volátil de la carga.

- 40 Como resultado, es posible limitar el tiempo de residencia de la carga en la zona de reacción (R1) y tener una zona de reacción más compacta (R1).

- 45 Preferiblemente, el flujo de gas a una velocidad impuesta es inducido completamente por el efluente gaseoso que contiene las partículas de la segunda zona de reacción (R2) pero también es posible ajustar la velocidad mediante inyección complementaria de un gas procedente de una fuente externa, que también puede contribuir a la fluidización de una fase densa que acumula las partículas sedimentadas.

- 50 Preferiblemente, la velocidad superficial del gas en la fase diluida de la zona de separación se fija en un valor generalmente entre el 30 y el 300 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno, preferiblemente entre el 50 y el 150 %, y más preferiblemente entre el 75 y el 125 %.

La velocidad terminal de caída media se obtiene de la fórmula (\*):

$$V_t = \left( \frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right)^{1/2}$$

- 55 donde:  $d_p$  es el diámetro medio de las partículas  
 $\rho_s$  es la densidad de las partículas (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\rho_g$  es la densidad del gas (kg/m<sup>3</sup>)  
 $C_D$  es el coeficiente de arrastre

- 60 (\*): extraído de Fluidization Engineering, Butterworth-Heinemann, Daizo Kunii, Octave Levenspiel, p.80)

Como ya se ha descrito anteriormente, a la salida de la zona de separación (S3), el flujo gaseoso que contiene las partículas más ligeras se envía a uno o más ciclones de separación gas-sólido (S5, S6). A la salida de uno o más de

los ciclones, el flujo gaseoso tiene solo un contenido de partículas generalmente entre 100 mg/m<sup>3</sup> y 1 g/m<sup>3</sup>. Son posibles tratamientos posteriores, como la eliminación definitiva de polvos, la condensación de agua, la recuperación de calor, la eliminación de SO<sub>x</sub>, la eliminación de NO<sub>x</sub>, etc.

5 Con respecto a las partículas portadoras de oxígeno retiradas directamente a la parte inferior de la zona de separación (S3), estas se envían a una zona de reacción de oxidación (R4), compuesta de uno o más lechos fluidizados en paralelo o en serie suministrada con aire o con un gas oxidante como el aire o el vapor de agua.

10 La zona de oxidación (R4) opera en un lecho fluidizado a una temperatura generalmente entre 700 y 1200 °C, preferiblemente entre 950 y 1100 °C, dependiendo del caudal de los óxidos metálicos entre la zona de combustión y la zona de oxidación y la capacidad de transferencia de oxígeno del material.

Una vez que las partículas portadoras de oxígeno se reoxidan, se devuelven a la zona de reacción (R1) a través de la línea (3).

15 La Figura 2 toma los elementos principales de la Figura 1, especificándolos.

Por lo tanto, a nivel de la zona de reacción (1), se introduce un gas de fluidización por medios específicos que son placas perforadas (24) dispuestas aguas abajo de una caja de aire (25) alimentada por una línea (2). Estas placas están inclinadas en un ángulo generalmente entre 30 y 70° con respecto a la horizontal y dejan en la parte central un espacio libre para el flujo de las partículas, lo que permite retirar parte de las partículas sedimentarias a través del distribuidor (25) en esta zona y que consisten principalmente en cenizas aglomeradas.

20 La sección transversal de la zona de reacción (R1) es sustancialmente constante y la velocidad superficial promedio en esta zona generalmente está entre 0,3 y 3 m/s.

El grado de vacío dentro de la zona de reacción (R1) es inferior a 0,9 y preferiblemente entre 0,5 y 0,8.

30 En la parte superior de la zona de reacción (R1), un cono (4') permite evacuar los efluentes gaseosos y las partículas arrastradas hacia la segunda zona de reacción (R2), que consiste en un reactor alargado en el que los gases tienen una velocidad superficial más alta que en la primera zona de reacción. En la segunda zona de reacción (R2), se introduce una corriente de partículas portadoras de oxígeno desde una zona de oxidación a través de una línea (6). De acuerdo con la Figura 2, esta línea permite la introducción de las partículas en la dirección axial de la segunda zona de reacción. Su flujo en la línea (6) se fluidifica en la fase diluida. El gas de transporte se selecciona entonces para promover la conversión del gas de la zona de reacción (R1) y puede contener ventajosamente oxígeno.

35 A la salida de la segunda zona de reacción (R2), las partículas que contienen gas se dirigen a la fase diluida de la zona de separación (S3) a través de la abertura (8') situada en la parte superior de esta segunda zona de reacción (R2). En la fase diluida de la zona de separación (S3), la velocidad se ralentiza debido al aumento de sección de la zona de separación (S3) para permitir la sedimentación de las partículas más pesadas en la parte inferior de esta zona (S3) y el arrastre de las partículas más ligeras en la parte superior de la zona de separación.

45 A la salida de la zona de separación (S3), una línea (10) transporta la corriente de gas que contiene las partículas más ligeras, principalmente partículas no quemadas y opcionalmente cenizas volantes, y una fracción menor de partículas portadoras de oxígeno a las dos etapas de los ciclones de separación gas-sólido (S5, S6), que recuperan casi todas las partículas contenidas en la corriente de gas de la línea (10) y que a continuación se reciclan a la zona de reacción (R1) respectivamente por las líneas (19) y (26).

50 Las partículas más pesadas dentro de la fase densa fluidizada se depositan en el espacio anular entre las paredes externas de la segunda zona de reacción (R2) y las paredes internas de la zona de separación (S3). Parte de las partículas más pesadas se recicla a la zona de reacción (R1) a través de una línea (11), y la otra parte se extrae por una línea (15) para enviarla a la zona de oxidación (R4).

55 A la salida del segundo ciclón (S6), las partículas arrastradas son extraídas por una línea (18) y las partículas no arrastradas son extraídas por una línea (20) y dirigidas a un recinto (F7) que contiene un lecho fluidizado que permite una mayor separación las partículas ligeras (cenizas) que quedan entre las partículas no quemadas que a continuación se reciclan a través de una línea (26) a la zona de reacción (R1). La fluidización es proporcionada por un gas suministrado por una línea (21) y distribuida por un distribuidor (22), y el gas de fluidización se extrae del recinto (F7) con las partículas de cenizas volantes por una línea (23). El dispositivo (F7) también puede situarse en la línea (19) a la salida de (S5).

60 En la Figura 3, se muestra un tipo de conexión entre la segunda zona de reacción (R2) y la zona de separación (S3) que consiste en un cono divergente (35) en un ángulo comprendido ventajosamente entre 6 y 30°. La velocidad mínima del gas que sale del cono (35) es superior a 3 m/s y preferiblemente superior a 5 m/s, para lograr condiciones de transporte satisfactorias a la salida de la segunda zona de reacción (R2).

De esta manera, se garantiza una buena distribución de la mezcla de gases que contiene partículas en toda la sección transversal de la zona de separación (S3). Por lo tanto, la altura total de la zona de separación (S3) puede ser limitada.

- 5 Del mismo modo, el Figura 4 representa un inserto (36) en forma de cono divergente que facilita la distribución de la mezcla gaseosa que contiene partículas en toda la sección de la zona de separación (S3).

**Ejemplo**

- 10 Una carga de tipo carbón se trata de acuerdo con el proceso de la invención como se describe en la Figura 1.

Se considera una combustión en bucle químico de una potencia nominal de 100 MWth que emplea partículas portadoras de oxígeno a base de níquel que tienen las siguientes propiedades:

- 15 – densidad: 2725 kg/m<sup>3</sup>  
 – capacidad de transporte reversible: 1,48 % en peso

La carga considerada es un carbón mediano que tiene las propiedades presentadas en la tabla a continuación:

20

<u>Composición de carbón seco</u>		
C	% en peso	68,7
H	% en peso	5,45
norte	% en peso	1,65
S	% en peso	3,75
Ceniza (ceniza)	% en peso	14,76
O	% en peso	5,69
total	% en peso	100

<u>Otros datos de carbón</u>		
Carbono fijo (% de masa seca)	% en peso	58,3
Humedad (secado al aire)	% en peso	4
capacidad calorífica neta (secado al aire)	kcal/kg	6145
capacidad calorífica neta (secado final)	kcal/kg	6335
% de materia volátil	% en peso	26,1

- 25 Dada la potencia solicitada y el poder calorífico inferior del carbón (PCI) de 6145 kcal/kg, el caudal de carga en la línea (1) es de 3,89 kg/s.

La circulación de sólido portador de oxígeno (óxidos metálicos) requerida para la combustión a través de la línea (3) entonces es de 575 kg/s para una cantidad de O<sub>2</sub> transferida de 9,47 kg/s.

- 30 La temperatura de retorno del transportador de oxígeno después del paso a través de la zona de oxidación (R4) es de 1032 °C. Esto da como resultado una temperatura promedio en las zonas de reacción (R1-R2) y separación (S3) de 940 °C.

Reacciones en la parte fluidizada en la fase densa de la zona de reacción (R1)

- 35 El tiempo de residencia promedio de las partículas de óxido metálico en el reactor es de 380 s. Para estas condiciones de funcionamiento, el progreso de la reacción de gasificación de carbón por el vapor es del 69 %.

- 40 La reacción de gasificación del carbón es endotérmica, la energía térmica para mantener la reacción a 940 °C la proporciona la corriente de sólido oxidado que sale del reactor de aire a 1032 °C (a través de la línea (3)) y la reacción del gas de síntesis resultante de la gasificación del carbón con el sólido portador de oxígeno.

Para llevar a cabo la gasificación del carbón, se suministra un flujo de 2,7 kg/s de vapor de agua a 300 °C (a través de la línea (2)).

- 45 La composición resultante en la fase gaseosa es la siguiente:

H <sub>2</sub> O	kg/s	3,620
H <sub>2</sub>	kg/s	0,115
CO	kg/s	0,999
CO <sub>2</sub>	kg/s	7,845
NO <sub>2</sub>	kg/s	0,141
SO <sub>2</sub>	kg/s	0,194

Este efluente arrastra consigo (a través de una línea (4)) una fase sólida compuesta de 465 kg/s de sólido oxidado, 103 kg/s de sólido reducido, 0,55 kg/s de cenizas y 1,18 kg/s de carbón no convertido (teniendo en cuenta el carbón reciclado).

5 Reacciones en el reactor de reducción de fase diluida (R2)

El tiempo de residencia en este reactor es corto y se fija en 4 segundos para los sólidos, se considera que este tiempo no es suficiente para hacer reaccionar sustancialmente el carbón sin reaccionar. Por otro lado, en esta zona el sólido acompaña a la fase gaseosa y esto permite alcanzar la composición de la fase gaseosa a la salida de esta zona diluida, como sigue:

10

H <sub>2</sub> O	kg/s	4,486
H <sub>2</sub>	kg/s	0,019
CO	kg/s	0,285
CO <sub>2</sub>	kg/s	8,966
NO <sub>2</sub>	kg/s	0,141
SO <sub>2</sub>	kg/s	0,194

La corriente sólida devuelta al reactor de oxidación fue de 566 kg/s.

15 Separación (S3):

El separador (S3) está dimensionado y operado para obtener un flujo de gas para el cual la velocidad se impone a 1,0 m/s. De esta manera, la eficiencia de separación obtenida es del 74 % (% de sólidos no quemados recuperados en la línea (10)/cantidad de carbón introducido en el reactor).

20

Así, se reciclan 0,88 kg/s de material no quemado para ser reintroducido por las líneas (19) y (20) en la parte densa fluidizada de la zona de reacción (R1). Por otro lado, se envían 0,31 kg/s con el sólido portador de oxígeno a la zona de oxidación (R4) a través de las líneas (13) y (15).

25 La tasa de captura de CO<sub>2</sub> resultante es del 90,2 %. Se utiliza una reserva de vapore a través de la línea (9) de 0,79 kg/s en la zona de fluidización (F4).

**Dimensionamiento:**

30 Sobre la base del balance de material mencionado anteriormente, es posible determinar un tamaño de unidad para el reactor de reducción que es el objeto de la invención.

En la zona de reacción (R1), el criterio de dimensionamiento es la circulación de gases cuya velocidad es de 0,75 m/s, y la relación de vacío del lecho fluidizado denso es del 65 %.

35

En la segunda zona de reacción (R2), el criterio de dimensionamiento es el flujo de gases cuya velocidad es de 7,5 m/s, el contenido de vacío del lecho fluidizado diluido es del 99 %.

40 En la zona de separación (S3), el elemento de dimensionamiento es el flujo de gases en la parte superior, por encima de la boquilla procedente de la segunda zona de reacción (R2). La velocidad superficial del gas se fija a 1,0 m/s por encima de la boquilla de (R2), y a 0,1 m/s por debajo, es decir, en la zona de fluidización (F4). La altura libre sobre el lecho se fija igual al diámetro. La altura debajo de la boquilla de la segunda zona de reacción (R2) es de 4 m.

45 Deducimos el tamaño de los elementos principales:

	R1	R2	S3
altura (m)	8,05	17,0	11,0
diámetro (m)	6,77	2,45	7,03

Estos elementos se superponen entre sí para una secuencia (R1), (R2) y a continuación (S3), con la altura total de la unidad que es de aproximadamente 35 m.

50

**Balance térmico**

El bucle de combustión química es en gran parte exotérmico. La temperatura se fija a 130 °C, la recuperación de calor se distribuye entre el sólido y la recuperación de calor en los gases de combustión es de la siguiente manera:

55

## ES 2 748 511 T3

Intercambiador de calor sobre sólido (F4)	42,8 MWth
Recuperación de calor sobre los gases de combustión	55,7 MWth

Finalmente, se recupera una energía de 90.5 MWth después del conteo de energía para la generación de vapor de fluidización.

5

## REIVINDICACIONES

1. Un proceso de combustión de una carga sólida en un bucle químico en el que circula un material portador de oxígeno, dicho proceso que comprende al menos:
- 5
- poner en contacto de las partículas de carga sólida en presencia de partículas de óxido metálico en una primera zona de reacción (R1) que opera en un lecho fluidizado denso,
  - llevar a cabo una combustión de los efluentes gaseosos procedentes de la primera zona de reacción (R1) en presencia de partículas de óxido metálico en una segunda zona de reacción (R2) que opera en un lecho fluidizado diluido,
  - separar las partículas no quemadas y las partículas de óxido metálico dentro de una mezcla procedente de la zona (R2) que comprende gas de combustión, partículas no quemadas y partículas de óxidos metálicos en una zona de separación (S3) que recibe dicha mezcla a través de la admisión (8),
  - reoxidar las partículas de óxido metálico en una zona de oxidación (R4) antes de devolverlas a la zona (R1).
- 10
2. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la mezcla de partículas a separar en la zona de separación (S3) se suministra en una fase diluida del lecho fluidizado que comprende esta zona.
- 15
3. Un proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 o 2, en el que la carga sólida se selecciona entre carbón, coque, coque de petróleo, biomasa, arenas bituminosas y residuos domésticos.
- 20
4. Un proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones anteriores, en el que el tiempo medio de residencia de la fase sólida en la zona de reacción (R1) oscila entre 0,25 y 20 minutos y la velocidad superficial del gas oscila entre 0,3 y 3 m/s.
- 25
5. Un proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones anteriores, en el que el tiempo de residencia promedio del gas en la segunda zona (R2) oscila entre 1 y 20 segundos y el tiempo de residencia promedio de los sólidos oscila entre 2 segundos y 1 minuto, y en el que la relación de vacío en la zona (R1) es superior a 0,9.
- 30
6. Un proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones anteriores, en el que, en la zona de separación (S3), se induce un flujo gaseoso de velocidad impuesta al menos en un 80 % por el efluente de combustión gaseosa que contiene las partículas procedentes de la segunda zona (R2), con la otra parte que es suministrada por un gas procedente de una fuente externa.
- 35
7. Un proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones anteriores, en el que, en la zona de separación (S3), la velocidad superficial del gas en la fase diluida de la zona de separación se fija en un valor comprendido entre el 30 y el 300 % de la velocidad terminal de caída media de partículas portadoras de oxígeno.
- 40
8. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 7, en el que en la zona de separación (S3), la velocidad superficial del gas en la fase diluida de la zona de separación se fija en un valor comprendido entre el 50 y el 150 % de la velocidad terminal de caída media de partículas portadoras de oxígeno.
- 45
9. Un proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones anteriores, en el que a la salida de la zona de separación (S3), la corriente de gas que contiene las partículas ligeras y una fracción de partículas portadoras de oxígeno se envía al menos a una etapa de separación de gas-sólido (S5, S6) para recuperar sustancialmente todas las partículas contenidas en la corriente de gas procedente de la zona de separación (S3) y que a continuación se reciclan a la primera zona de reacción (R1).
- 50
10. Un proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones anteriores, en el que una mezcla de partículas y gases se admite en el recinto de la zona de separación (S3), las partículas se extraen a través de una salida en la parte superior del recinto y una evacuación en la parte inferior de este recinto, y con los parámetros de admisión y extracción que se seleccionan para crear en el recinto una fase densa inferior y una fase diluida superior, fase diluida en la que se admite dicha mezcla.
- 55
11. Una instalación configurada para llevar a cabo la combustión de una carga sólida de acuerdo con el proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 10, dicha instalación que comprende al menos:
- una primera zona de reacción (R1) que comprende una alimentación de combustible sólido (1), un gas de fluidización (2) y partículas portadoras de oxígeno (3),
  - una segunda zona de reacción (R2) que recibe, mediante una alimentación (4), los gases de combustión que contienen partículas procedentes de la primera zona de reacción,
  - una zona de separación (S3) de las partículas sólidas que reciben en su admisión (8) un efluente gaseoso de combustión procedente de la segunda zona y que contiene cenizas, partículas portadoras de oxígeno y partículas no quemadas,
  - una zona de oxidación (R4) suministrada con partículas portadoras de oxígeno por la zona de separación (S3) y aire.
- 60
- 65

12. Una instalación de acuerdo con la reivindicación 11, en la que la segunda zona de reacción (R2) comprende una alimentación (6) de sólido portador de oxígeno fresco.
- 5 13. Una instalación de acuerdo con la reivindicación 11 o 12, en la que la segunda zona de reacción comprende una alimentación (7) de oxígeno.
- 10 14. Una instalación de acuerdo con la reivindicación 11, en la que la zona de separación (S3) comprende un recinto con al menos una línea de admisión (8) de dicha mezcla, una línea de descarga (13) situada en la parte inferior del recinto y una línea de salida (10) situada en la parte superior del dispositivo, con los parámetros de admisión y evacuación/salida que se seleccionan para crear en el recinto una fase densa en la parte inferior y una fase diluida en la parte superior, y en el que dicha línea de admisión conduce a la fase diluida.
- 15 15. Una instalación de acuerdo con la reivindicación 14, en la que el recinto del separador (S3) comprende además una línea de admisión para un gas procedente de una fuente externa.
- 20 16. Una instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 11 a 13, en la que la sección de paso de la segunda zona de reacción (R2) es inferior a la sección de paso de la primera zona de reacción (R1).
- 25 17. Una instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 11 a 16, que comprende además al menos una etapa de separación gas-sólido (S5, S6) para recuperar las partículas contenidas en la corriente de gas procedente de la zona de separación (S3) y para reciclarlas mediante una línea (19, 20) a la primera zona de reacción (R1).
- 30 18. Una instalación de acuerdo con la reivindicación 17, que comprende dos etapas de separación gas-sólido (S5, S6) en las que una (S6) de las etapas de separación se suministra con una corriente de gas que contiene partículas procedentes de la otra etapa de separación (S5).
19. Una instalación de acuerdo con la reivindicación 18, en la que en las líneas (19, 20) está presente al menos un recinto que contiene un lecho fluidizado para separar las partículas ligeras que quedan entre las partículas no quemadas.

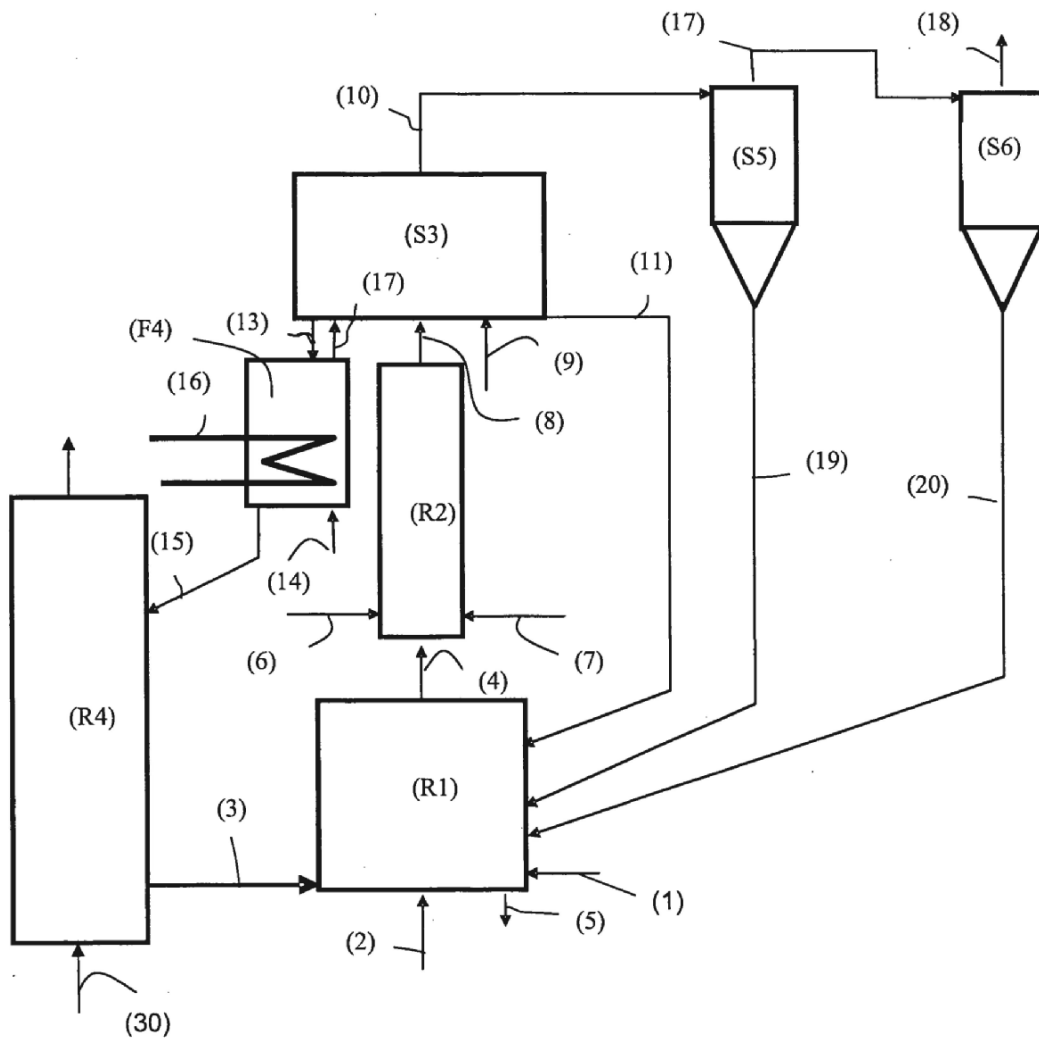


Figura 1

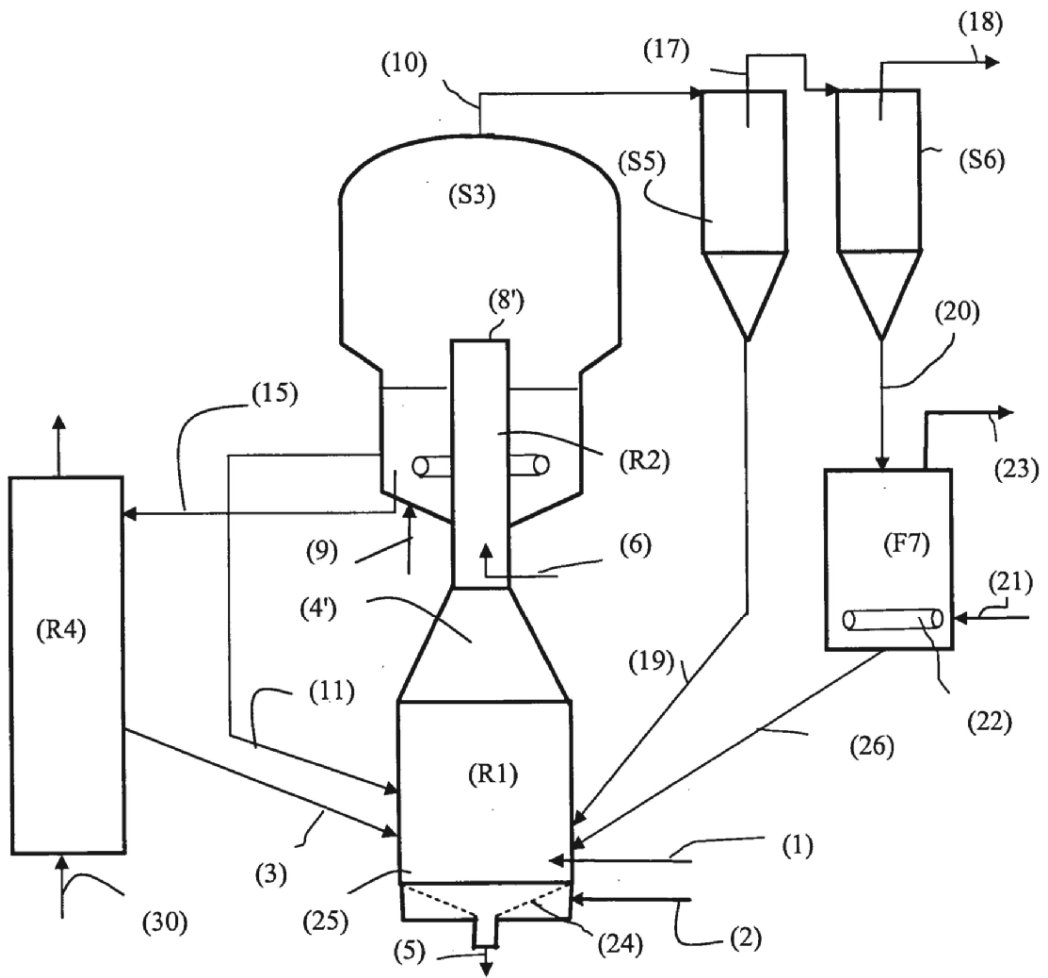


Figura 2

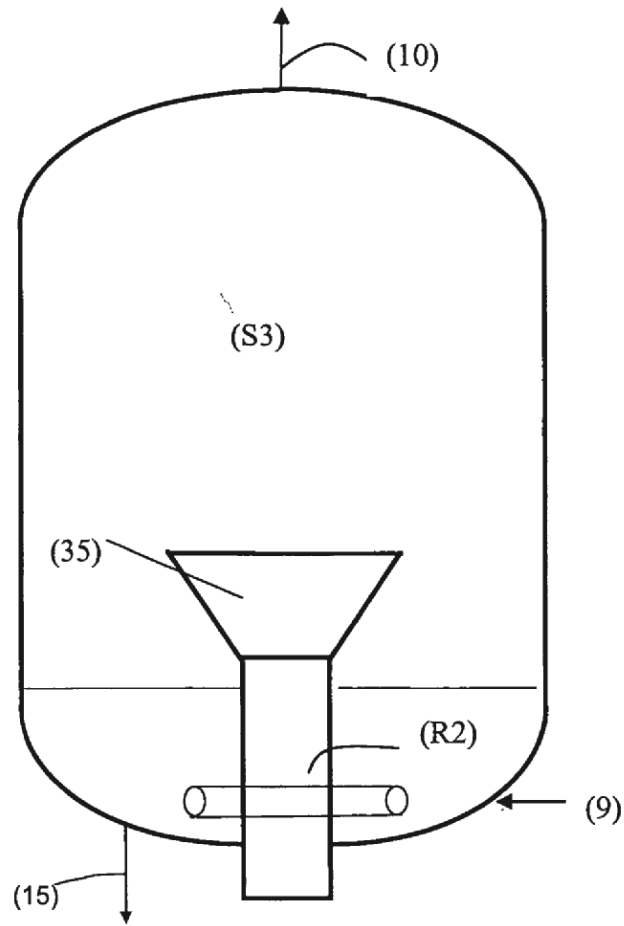


Figura 3

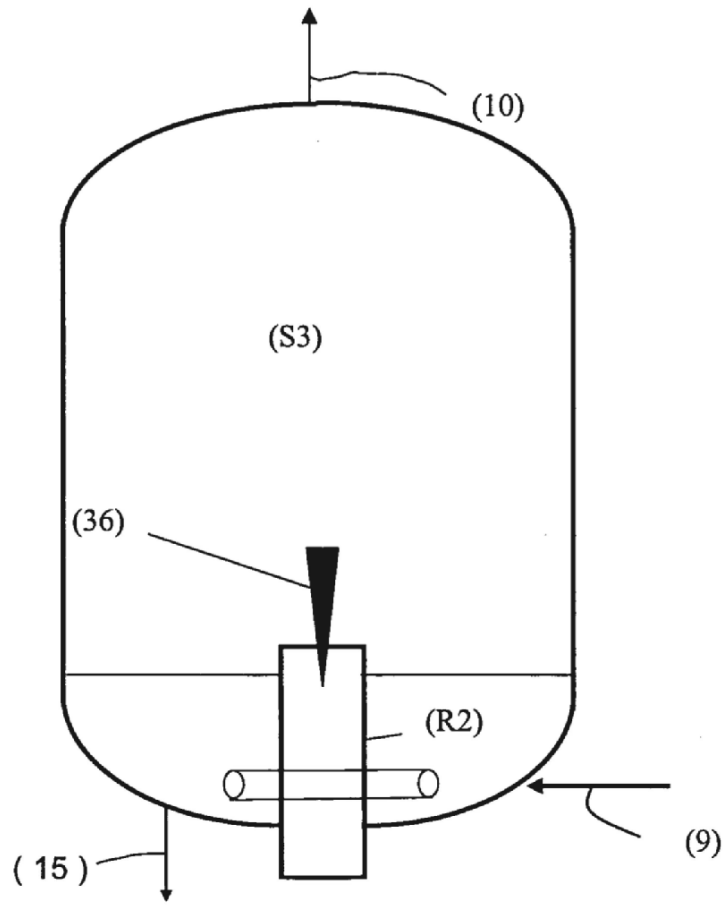


Figura 4