

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 748 513**

51 Int. Cl.:

F23C 99/00 (2006.01)

F23C 10/10 (2006.01)

F23C 10/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **27.05.2011 PCT/FR2011/000317**

87 Fecha y número de publicación internacional: **08.12.2011 WO11151537**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **27.05.2011 E 11728314 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **10.07.2019 EP 2577163**

54 Título: **Dispositivo de separación de partículas para una combustión en bucle químico**

30 Prioridad:

02.06.2010 FR 1002326

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:

**HOTEIT, ALI;
GUILLOU, FLORENT;
RIFFLART, SÉBASTIEN y
GAUTHIER, THIERRY**

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 748 513 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

Dispositivo de separación de partículas para una combustión en bucle químico

5 Campo de la invención

El campo de la invención es el de la separación de partículas, y más precisamente, el de partículas de óxidos metálicos, por una parte, y de partículas no quemadas posiblemente asociadas con cenizas volantes, por otra parte, en el contexto de la combustión en bucle químico para producir energía, gas de síntesis y/o hidrógeno.

10

Técnica anterior

La combustión en bucle químico (abreviatura CLC para *Chemical Looping Combustion*, en inglés) consiste en poner en contacto, en una cámara a alta temperatura, una carga hidrocarbonada gaseosa, líquida y/o sólida con un sólido de tipo óxido metálico y que transporta oxígeno. El óxido metálico cede una parte del oxígeno que contiene, participando en la combustión de hidrocarburos.

15

Al final de la combustión, los humos contienen principalmente óxidos de carbono, agua y posiblemente hidrógeno. De hecho, no es necesario poner en contacto la carga hidrocarbonada con aire y, por lo tanto, los humos están compuestos principalmente por gases de combustión y posiblemente por un gas de dilución que sirve para el transporte y la fluidización de partículas o un gas (por ejemplo, vapor de agua) que favorece la gasificación del combustible sólido. Así, es posible producir, después de la condensación, humos exentos principalmente de nitrógeno y que contienen un contenido de CO₂ elevado (generalmente superior al 90 % vol., o incluso al 98 %), lo que permite considerar la captura y almacenamiento de CO₂. El óxido metálico que participó en la combustión es a continuación transportado a otra cámara de reacción donde entra en contacto con el aire para ser reoxidado.

20

25

La implementación de un procedimiento de combustión en bucle químico requiere grandes cantidades de óxidos metálicos para quemar la totalidad del combustible. Estos óxidos metálicos son contenidos generalmente, ya sea en partículas de minerales, o en partículas resultantes de tratamientos industriales (residuos de la industria siderúrgica o minera, catalizadores usados de la industria química o de refinado). También pueden utilizarse materiales sintéticos, tales como, por ejemplo, soportes de alúmina o sílice-alúmina sobre los que se han depositado metales que pueden ser oxidados (por ejemplo, níquel). La capacidad máxima de oxígeno realmente disponible varía considerablemente de un óxido a otro, y generalmente está comprendida entre 0,1 y 15 %, y a menudo entre 0,3 y 6 % en peso. La implementación en un lecho fluidizado resulta, por lo tanto, particularmente ventajosa para llevar a cabo la combustión. De hecho, las partículas de óxido finamente divididas circulan más fácilmente en las cámaras de reacción de combustión y de oxidación, así como entre estas cámaras, si se le confiere a las partículas las propiedades de un fluido.

30

35

La solicitud de patente FR 2 850 156 describe un procedimiento de combustión en bucle químico para el cual el combustible es molido antes de su entrada en el reactor de reducción que funciona en un lecho fluidizado circulante. El tamaño reducido de las partículas de combustible sólido permite una combustión más completa y más rápida. La separación aguas abajo del lecho circulante está asegurada primero por un ciclón y luego por un dispositivo que permite separar las partículas no quemadas de las partículas de óxido metálico. De este modo se evita el arrastre de sustancias no quemadas a la zona de oxidación y, por lo tanto, las emisiones de CO₂ en los efluentes del reactor de oxidación.

40

45

El dispositivo de separación se fluidiza mediante vapor de agua, que permite separar las partículas finas y ligeras, tales como el residuo carbonoso, y reintroducir este último en el reactor, mientras que las partículas más densas y más gruesas de óxidos se transfieren al reactor de oxidación.

50

55

La solicitud de patente FR 2 896 709 tiene por objeto un separador de partículas que funciona en un procedimiento en bucle químico. Este separador es alimentado por el flujo de partículas que transportan oxígeno y mezcladas con combustible sólido. En el separador, las partículas fluyen en una fase densa siguiendo un camino tortuoso y pasando a través de baffles, lo que permite controlar el tiempo de residencia y favorecer la separación de partículas ligeras (partículas de sustancias no quemadas) de partículas pesadas (óxidos metálicos). Las partículas se introducen a continuación en una zona de fluidización, siendo dicha fluidización controlada por medios situados en la base del separador pero también en la pared de los deflectores, lo que permite arrastrar las partículas más ligeras que se reciclan acto seguido en el reactor de fluidización.

60

65

El funcionamiento del separador según el documento FR 2 896 709 genera varias desventajas significativas. Así, la eficacia de separación se reduce debido a una limitación en la capacidad de arrastre de las partículas en la fase gaseosa. De hecho, para arrastrar grandes cantidades de partículas, es necesario utilizar grandes cantidades de gas así como grandes secciones libres.

Además, en la fase densa, es imposible separar completamente dos fases sólidas diferentes. De hecho, el movimiento ascendente de las burbujas de gas provoca paradójicamente que las partículas ligeras desciendan a la fase densa e impide la separación total.

Además, la geometría del separador del documento FR 2 896 709 es muy complicada debido a la presencia de

- 5 elementos internos, en concreto elementos internos asimétricos. Esta geometría es problemática debido a las tensiones mecánicas sobre los materiales que constituyen el separador en las condiciones de temperatura del procedimiento CLC, generalmente superiores a 800 °C. De hecho, en caso de que las paredes externas estén a menudo protegidas por cemento refractario y permanezcan a bajas temperaturas, este no es el caso de las paredes internas que se someten a condiciones del procedimiento.
- El documento FR 2 556 983 A1 describe un procedimiento de tratamiento de materiales en lecho fluidizado con extracción de productos sólidos.
- 10 El documento WO 2009/121713 A1 describe un procedimiento de uso de una instalación de combustión en bucle químico que comprende un dispositivo de separación de rendimiento inferior que recibe los materiales sólidos arrastrados desde el reactor de reducción de óxido, la corriente superior de materiales sólidos del dispositivo de separación de rendimiento inferior circula por un dispositivo de separación de rendimiento superior, con el fin de separar los materiales sólidos de los gases y reintroducir los materiales sólidos en el reactor de reducción de óxido.
- 15 El documento EP 0 211 483 A2 describe un procedimiento de funcionamiento de un reactor de lechos fluidizados que permiten, en concreto, llevar a cabo una separación imprecisa de partículas aguas arriba de la fase de eliminación de polvo.
- 20 Los solicitantes han desarrollado un nuevo separador en el que la mezcla de partículas que procede de la zona de combustión se pone en contacto con un flujo gaseoso procedente de la zona de combustión y/o de una fuente gaseosa externa. Esta mezcla entra en la fase diluida del separador. En el separador, la velocidad del flujo gaseoso es controlada para permitir la sedimentación de las partículas más pesadas (esencialmente partículas de óxidos metálicos), siendo las partículas más ligeras (esencialmente partículas de sustancias no quemadas) arrastradas a la parte superior del separador para su reciclaje en la zona de combustión.
- 25 El separador según la invención presenta una eficacia mejorada de separación de partículas de sustancias no quemadas y partículas de óxidos metálicos.
- 30 Además, el diseño relativamente simple del separador permite superar los problemas relacionados con las tensiones térmicas.
- Para este fin, la presente invención se refiere a un dispositivo de combustión en bucle químico según la reivindicación 1.
- 35 La cámara del separador puede comprender además un conducto de alimentación para un gas procedente de una fuente externa.
- 40 El conducto de salida está conectado a un separador de gas-sólido para evacuar un gas empobrecido en partículas de sustancias no quemadas por un conducto, y reciclar las partículas de sustancias no quemadas por un conducto de comunicación a la zona de combustión.
- 45 El conducto de admisión penetra en la cámara de una manera sustancialmente axial y puede tener una longitud comprendida entre 1 y 5 veces el diámetro de la cámara.
- El conducto de admisión puede penetrar por la parte inferior de la cámara.
- 50 La parte inferior de la cámara puede comprender un espacio anular entre la pared externa del conducto de admisión y la pared del separador.
- 55 La zona de combustión puede comprender al menos un conducto de alimentación de carga sólida, un conducto de alimentación de partículas portadoras de oxígeno, un conducto de alimentación de gas de fluidización, para formar dicha mezcla gaseosa.
- La invención también se refiere a un procedimiento de combustión en bucle químico según la reivindicación 7.
- La cámara del separador puede ser alimentada por un gas procedente de una fuente externa.
- 60 La velocidad superficial del gas en la fase diluida de la cámara del dispositivo puede ser fijada a un valor comprendido entre 30 y 300 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno.
- La velocidad superficial del gas en la fase diluida de la cámara del dispositivo puede ser fijada a un valor comprendido entre 75 y 125 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno.
- 65 La velocidad del gas en la parte superior de la zona de combustión puede estar comprendida entre 3 y 10 m/s.

El separador está colocado encima de la zona de combustión.

La cámara puede alimentarse con un gas procedente de una fuente externa que representa menos de 20 % del caudal de gas total en el separador.

5 La zona de combustión puede operar en un lecho fluidizado en fase densa, cuyas partículas son transportadas al separador, siendo el transporte controlado por una válvula en L.

10 La zona de combustión puede operar en un lecho fluidizado en fase densa, cuyas partículas son transportadas al separador a través de un separador de gas/sólido a la salida del cual las partículas fluyen al interior del separador.

Descripción detallada

15 La invención es ilustrada por medio de las figuras 1 a 5, que representan, únicamente a modo de ejemplo y de manera no limitativa, diferentes implementaciones e integración del dispositivo según la invención a la salida de una zona de combustión de una unidad CLC.

La figura 5 ilustra una geometría particular del dispositivo según la invención.

20 La figura 1 describe un ejemplo de dispositivo, que no forma parte de la invención, integrado en un esquema global.

25 La zona (2) representa la zona de combustión de un procedimiento de combustión en bucle químico (CLC: abreviatura para el grupo de palabras inglesas *Chemical Looping Combustion*) en la que se introduce una carga sólida a través de un conducto (7), partículas portadoras de oxígeno a través de un conducto (8) procedente de la zona de oxidación (no representada) del procedimiento CLC y un gas de fluidización dirigido a través de un conducto (17) como, por ejemplo, vapor de agua o CO₂ para favorecer la fluidización de las partículas de óxidos.

30 La carga (o combustible) sólida tratada en la zona de combustión está constituida generalmente por una fuente sólida hidrocarbonada que contiene principalmente carbono e hidrógeno. La carga se selecciona ventajosamente entre carbón, coque, coque de petróleo, biomasa, arenas bituminosas y residuos domésticos.

Esta zona de combustión (2) puede funcionar en un lecho fluidizado en fase densa o en un lecho fluidizado circulante o bien en una disposición de lechos constituidos por una fase densa y una fase de transporte.

35 De manera ventajosa, la velocidad del gas en la parte superior de la zona de combustión está comprendida entre 3 y 10 m/s.

40 Un flujo de partículas contiene partículas de óxidos metálicos, denominadas partículas pesadas, y partículas ligeras que comprenden partículas de sustancias no quemadas y posiblemente cenizas volantes, todo en un flujo gaseoso es extraído de la zona (2) para luego ser introducido en un separador (1) a través de un conducto de admisión (4).

45 El flujo gaseoso proviene total o parcialmente de la zona de combustión (2) y está constituido principalmente por CO, CO₂, H₂ y H₂O, el resto puede provenir de una fuente exterior que contenga por ejemplo CO₂ reciclado y/o vapor de agua, introducido por el conducto (11) en la parte inferior del separador (1).

Preferentemente, todos los efluentes gaseosos de combustión se utilizan para la separación y muy preferentemente se utiliza al menos el 80 % de los efluentes de la zona de combustión.

50 La separación entre partículas pesadas y partículas ligeras tiene lugar en este separador (1), depositándose las partículas pesadas en la parte inferior del separador antes de ser extraídas por un conducto de evacuación (5), y siendo las partículas ligeras arrastradas hacia la parte superior antes de ser extraídas por un conducto de salida (6) y luego introducidas en un separador de gas-sólido (3), por ejemplo un ciclón.

55 Este ciclón tiene por objeto separar el gas empobrecido en partículas de sustancias no quemadas que luego son extraídas por un conducto (10) y las partículas de sustancias no quemadas arrastradas con las partículas de óxidos metálicos extraídas por un conducto (9) y recicladas a la zona de combustión (2).

60 Las partículas pesadas extraídas en la parte inferior del separador están constituidas principalmente por óxidos metálicos y pueden enviarse a una segunda zona de combustión en la que el portador de oxígeno será más reducido, o a una zona de oxidación que permita al portador de oxígeno recuperar al menos una parte del grado de oxidación que tenía a la entrada de la zona de combustión (2), y las partículas de sustancias no quemadas más ligeras se reciclan en la zona de combustión, después de la separación del efluente gaseoso. Así, los parámetros de admisión y evacuación/salida se eligen para crear una fase densa en la cámara en la parte inferior y una fase diluida en la parte superior, y el conducto de admisión (4) conduce a la fase diluida.

65 Las partículas que se sedimentan en la parte inferior forman una fase densa constituida por las partículas más

pesadas, de mayor o menor altura en el separador dependiendo, entre otras cosas, de la densidad de las partículas, de los caudales de alimentación y extracción, pero el nivel de dicha fase densa, que forma la interfaz con la fase diluida, se encuentra en cualquier caso por debajo de la admisión (4) que conduce al separador permitiendo la introducción de la mezcla de partículas extraída de la zona de combustión.

De este modo, introduciendo la mezcla de partículas extraída de la zona de combustión diluida en un flujo gaseoso – siendo la fracción volumétrica de las partículas en la corriente gaseosa generalmente inferior a 5 %, preferentemente entre 1 y 2 % - en la fase diluida del separador según la invención, es posible obtener una separación rápida con una mejor eficacia de separación posible, por una parte, partículas portadoras de oxígeno que se sedimentan en la parte inferior, o fase densa, de dicho separador, y por otra parte, partículas de sustancias no quemadas, posiblemente cenizas volantes y gas, que se arrastran en la parte superior, o fase diluida, de dicho separador, teniendo una buena eficacia de separación.

Por separación rápida, se entiende una separación que se lleva a cabo en menos de 1 minuto y preferentemente en menos de 20 segundos, correspondiendo esta duración al tiempo de residencia de las partículas ligeras en la fase diluida del separador.

Por parámetros, se entiende todas las condiciones que permiten controlar la circulación del fluido y/o de los sólidos en cuestión, como velocidad, caudal, masa,....

La fase diluida presenta generalmente una tasa de sólidos inferior a 5 % o incluso inferior a 1 % vol.

La eficacia de separación puede entonces definirse mediante la fórmula:

X = cantidad de partículas de sustancias no quemadas arrastradas con gas/cantidad total de partículas de sustancias no quemadas en la mezcla de partículas que entran en el separador

Gracias a la invención, se puede obtener una eficacia de separación generalmente superior a 70 % o incluso superior a 80 %.

Debido a esta buena eficacia de separación, es posible optimizar la tasa de captura de CO₂ a un valor superior a 90 %, que se define por la relación entre la cantidad de CO₂ emitido en la zona de combustión y la cantidad total de CO₂ emitido en el bucle CLC.

Además, la velocidad superficial del flujo en la zona de separación debe ser superior a la velocidad terminal de caída de las partículas de combustible de sustancias no quemadas para permitir su arrastre con el gas.

La velocidad superficial del gas en la fase diluida de la zona de separación se fija en un valor generalmente comprendido entre 30 y 300 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno, preferentemente entre 75 y 125 %. Para este intervalo de velocidad, el flujo de partículas arrastradas en la fase diluida del separador permanece por debajo de 5 kg/s/m², preferentemente por debajo de 1 kg/s/m².

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

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

en la que:

d_p es el diámetro medio de las partículas
 ρ_s es la densidad de las partículas (kg/m³)
 ρ_g es la densidad del gas (kg/m³)
 C_D el coeficiente de arrastre

(*): tomado de Fluidization Engineering, Butterworth-Heinemann, Daizo Kunii, Octave Levenspiel, pág. 80).

La geometría del separador puede ser paralelepípeda, cilíndrica o cualquier otra geometría tridimensional y preferentemente ésta presente simetría de revolución. En general, el material utilizado para la fabricación de la cámara del separador se puede seleccionar entre aceros especiales, tales como hastelloy o cerámicos.

Para limitar los costes de fabricación, también es posible considerar aceros convencionales para las partes externas del separador sobre las que se han depositado capas de cemento refractario armado (con espesores generalmente comprendidos entre 2 y 50 cm, generalmente alrededor de 20 cm) en las caras internas expuestas al flujo y a altas temperaturas.

5 Cuando la geometría del separador presenta una simetría de revolución, la boca del conducto (4) penetra en la cámara a una profundidad axial preferentemente comprendida entre 1 y 5 veces el diámetro de la cámara, preferentemente 1 a 2 veces el diámetro de la cámara.

10 Además, cuando la cámara presenta una simetría de revolución, la altura de la cámara disponible por encima de la boca del conducto de admisión (4) en la cámara está generalmente comprendida entre 1,5 y 10 veces el diámetro de la cámara.

15 Las partículas de óxidos metálicos, tales como, por ejemplo, los óxidos de Fe, Ti, Ni, Cu, Mn, Co, V, se utilizan solas o en mezcla, y en general tienen un tamaño medio superior a 50 micrómetros, preferentemente comprendido entre 100 y 500 micrómetros.

20 Los óxidos metálicos, sintéticos o minerales, soportados o no, tienen en general una densidad superior a 1500 kg/m³. Por ejemplo, las partículas de óxido de níquel soportadas en alúmina (NiO/NiAl₂O₄) presentan generalmente una densidad de grano comprendida entre 2500 y 3500 kg/m³ en función de la porosidad del soporte y del contenido de óxido de níquel, normalmente alrededor de 3200 kg/m³.

La ilmenita, un mineral que combina titanio y hierro, presenta una densidad de 4700 kg/m³.

25 El dispositivo de separación según la presente invención se utiliza ventajosamente para separar partículas de sustancias no quemadas de partículas de óxidos metálicos que presentan una densidad superior a 2500 kg/m³, preferentemente superior a 4000 kg/m³.

30 Las partículas transportadoras de oxígeno tienen en general un tamaño y una densidad mucho mayores que las cenizas volantes y las partículas de sustancias no quemadas que ya han estado en contacto con las partículas que transportan oxígeno en la zona de combustión a alta temperatura. A la salida de la zona de combustión, se estima que el tamaño de las partículas de sustancias no quemadas de carbón es inferior a 100 micrómetros y que la mayoría de las partículas tienen un tamaño inferior a 50 micrómetros. La densidad de estas partículas está generalmente comprendida entre 1000 y 1500 kg/m³.

35 Otras partículas, como las cenizas volantes resultantes de la combustión de la carga sólida, también pueden circular con el resto de las partículas y se caracterizan por un tamaño de partículas y una densidad más pequeños que los de las partículas portadoras de oxígeno, y a menudo también más pequeños que los de las partículas de sustancias no quemadas.

40 La figura 2 describe la invención y difiere de la figura 1 porque el conducto de admisión (4) sale de manera axial directamente en el separador (1) que está colocado por encima de la zona de combustión (2).

45 Según este modo de realización, la parte superior de la zona de combustión se estrecha, lo que permite acelerar y transportar la mezcla de gas-partículas que salen de la zona de combustión, y que comprende humos de combustión, partículas de sustancias no quemadas y posiblemente cenizas volantes.

50 La velocidad del gas en la parte superior de la zona de combustión está preferentemente comprendida entre 3 y 10 m/s y el flujo de partículas transportadas en esta parte está comprendido entre 25 y 500 kg/s/m², preferentemente entre 60 y 300 kg/s/m².

55 El conducto (4) conduce hacia el separador en una fase diluida compuesta esencialmente de gas (al menos 95 % en volumen). Debido a la velocidad impuesta del gas en el separador (1), las partículas pesadas se sedimentan en la parte inferior del separador y son extraídas por el conducto (5), mientras que las partículas ligeras son arrastradas a la parte superior del separador (1) y son evacuadas por el conducto (6).

60 El flujo de partículas ligeras arrastradas en relación con la sección del separador (1) es inferior a 5 kg/s/m², generalmente está comprendido entre 0,02 y 1,0 kg/s/m² y contiene al menos un 50 % de las partículas de sustancias no quemadas de la zona de combustión (2).

Puede considerarse formar una fase densa fluidizada en la parte inferior del separador (1), siempre que el nivel de la interfaz entre la fase densa y la fase diluida se mantenga por debajo del extremo del conducto (4) que conduce al separador (1).

65 En este caso, la fluidización de la fase densa se realiza añadiendo un gas externo a la zona de combustión a través de un conducto (11). Este gas pasa a través de la zona de separación (1) y participa ventajosamente en el

procedimiento físico de separación de las partículas antes de salir del separador por el conducto (6).

Los otros elementos de la figura 2 son similares a los de la figura 1 con el mismo número de referencia.

5 La figura 3 difiere de la figura 2 en que la zona de combustión (2) en la que la carga sólida introducida por el conducto (7) se quema en contacto con partículas portadoras de oxígeno llevadas por un conducto (8) en un lecho fluidizado en fase densa, siendo la fluidización efectuada por la introducción de un gas llevado por un conducto (17) y que contiene, por ejemplo, vapor de agua y/o dióxido de carbono. Los humos de combustión se evacúan de la zona de combustión (2) a través de un conducto (15) situado en la parte superior del lecho fluidizado de esta zona.

10 Según esta configuración, las partículas son retiradas de la fase densa del lecho fluidizado y transportadas independientemente de los humos de combustión en los conductos (4) y (4') a la zona de separación (1). Los medios de transporte representados por los conductos (4) y (4') incluyen, por ejemplo, un dispositivo de retirada de fase densa, un tubo vertical en el que las partículas fluyen hacia abajo, una válvula no mecánica, de tipo válvula en L, que permite controlar el caudal de partículas mediante la inyección controlada de un gas de insuflación aguas arriba de un codo en un elevador de transporte en el que se inyecta un gas externo a la zona de combustión (2) para transportar las partículas.

15 Según este modo de realización, las partículas llegan al separador (1) en presencia de un gas que permite su transporte ascendente.

20 La mezcla de gas-partículas resultante de la zona de combustión (2) se dirige hacia el separador (1) a través del extremo del conducto (4') en una fase diluida constituida esencialmente de gas (al menos 95 % en volumen) en la que la velocidad superficial se controla añadiendo gas a través del conducto (11).

25 El ajuste de la velocidad superficial en el separador (1) permite controlar la cantidad de partículas arrastradas hacia la salida (6). Las partículas no arrastradas hacia esta salida (6) se sedimentan en la fase densa del separador (1) y se recogen en la parte inferior del separador (1) y evacúan a través de un conducto (5) en otra zona de reacción.

30 Los otros elementos de la figura 3 son similares a los de la figura 2 con el mismo número de referencia.

La figura 4 describe otro modo de realización de la invención, el cual difiere del de la figura 3 por el hecho de que las partículas que entran al separador (1) son introducidas desde un conducto descendente (4'') en el cual las partículas llegan en un modo de transporte descendente en fase densa, dependiendo el movimiento de las partículas de la gravedad y no de la velocidad del gas de fondo.

35 Para ello, se realiza una separación preliminar de la mezcla transportada en el conducto de admisión (4), por ejemplo, en un separador de gas-sólido (12). Las partículas sólidas fluyen por el conducto (4'') en el interior del separador (1) y se distribuyen por toda la sección del separador (1) gracias a un deflector (14), tal como, por ejemplo, un "capuchón chino", con un cono rebajado de mayor sección que el del conducto (4''). Como resultado de este nuevo modo de introducción, casi todo el gas utilizado para separar las partículas en el separador (1) se introduce en la base de la cámara a través de un conducto (11), representando el gas intersticial introducido a través del conducto (4'') con las partículas una cantidad insignificante. El gas introducido por el conducto (11) puede pasar a través de una fase densa de partículas fluidizadas, manteniéndose el nivel de esta fase densa bajo el deflector (14) para que las partículas que entran en el separador fluyan a la fase diluida.

40 La figura 5 describe una geometría particular del dispositivo según la invención. Este comprende en su parte inferior un rebaje circular o espacio anular (200) entre la pared del conducto (4) que conduce a la fase diluida y a la pared exterior (300) del separador situada en el diámetro más pequeño. De esta manera, todas las superficies del dispositivo incluyen una cara exterior, que puede ser fácilmente enfriada, y es posible cubrir todas las caras interiores con cemento refractario (100). En estas condiciones, las paredes externas ya no están expuestas a altas temperaturas y están protegidas del contacto con las corrientes de gas y partículas. Esto permite utilizar aceros baratos para fabricar el dispositivo, lo que resulta muy ventajoso para los dispositivos de gran tamaño (cuando el diámetro interno del conducto (4) es superior a 15 cm). Además, adaptando la forma del depósito de material refractario depositado a la salida del conducto (4), es posible generar un tubo divergente (400) que permite homogeneizar el perfil de velocidad en toda la sección del dispositivo.

Ejemplo (según la invención):

60 La implementación de la invención está ilustrada según el modo asociado en la figura 2.

Los ensayos para cuantificar el rendimiento del dispositivo según la invención se realizaron en un modelo frío que simulaba los flujos.

65 El modelo comprende un tubo de transporte con un diámetro interno de 2 cm, en el que las partículas son transportadas por el aire en condiciones ambientales, simulando el aire los humos de combustión.

5 El tubo de transporte desemboca en la fase diluida de una cámara cilíndrica de separación de sección constante (diámetro interno de 12,5 cm). El tubo penetra en la cámara a una profundidad de 20 cm, dejando una altura de 80 cm por encima de la salida del conducto en la fase diluida para realizar la separación. La cámara de separación está equipada en su base con una caja de distribución de gas que permite la fluidización de las partículas alrededor del conducto de transporte. El nivel de la fase densa de fluidización se mantiene por debajo de la salida del conducto de transporte que conduce a la cámara de separación.

La velocidad superficial del gas en la fase diluida por encima de la salida del tubo de transporte se denomina V_{sg} .

10 La velocidad del gas en el tubo de transporte es igual a 3m/s.

El caudal de sólidos que circula en el tubo de transporte, que alimenta la zona de separación es igual a 140 kg/h, lo que corresponde a un flujo de 123 kg/s/m².

15 La concentración másica de las partículas ligeras en el conjunto de partículas que entran en el separador se denomina CI.

La separación entre partículas fue simulada bajo condiciones ambientales utilizando dos tipos de partículas:

20 • partículas de transporte de oxígeno constituido de un mineral pesado de hierro y titanio (ilmenita), con las siguientes propiedades:

- diámetro de partículas medio, diámetro de Sauter: 112 micrómetros
- densidad de partículas: 4740 kg/m³
- 25 - velocidad terminal de caída media en las condiciones: 1,07 m/s

• partículas de catalizador de FCC más pequeñas y menos densas, que simulan partículas de coque o carbón no quemadas en condiciones del procedimiento, con las siguientes propiedades:

- 30 - diámetro de partículas medio, diámetro de Sauter: 52 micrómetros
- densidad de partículas: 1450 kg/m³
- velocidad terminal de caída media en las condiciones = 0,12 m/s

35 En la siguiente tabla, se han indicado las eficacias de separación (E%) de las partículas ligeras de FCC correspondientes a la fracción de estas partículas arrastradas en la salida de gas del separador en relación con la cantidad de partículas que entran en el separador.

V_{sg} (m/s)	1,00	1,10	1,10	1,10
CI (%)	1,0	1,0	2,0	2,0
E (%)	73,6	88,5	78,2	89,9

40 Se puede observar que si la velocidad superficial en la fase diluida es cercana a la velocidad terminal de caída de partículas pesadas (1.07 m/s en promedio), entonces la eficacia de separación es importante. Así, cuando la velocidad del gas en la fase diluida es de 1,0 o 1,1 m/s, la eficacia de recuperación de las partículas ligeras puede ser superior al 70 %.

REIVINDICACIONES

- 5 1. Dispositivo de combustión en bucle químico que utiliza un combustible sólido que genera partículas de sustancias no quemadas y que emplea partículas portadoras de oxígeno, tales como óxidos metálicos, y que incluye al menos una zona de combustión (2), un separador (1) para las partículas contenidas en una mezcla gaseosa procedente de dicha zona de combustión, y un separador de gas-sólido (3) en el que:
- 10 - el separador de partículas (1) está colocado por encima de la zona de combustión (2) y comprende una cámara con al menos un conducto de admisión (4) de dicha mezcla, un conducto de evacuación (5) situado en la parte inferior de la cámara y un conducto de salida (6) situado en la parte superior de la cámara, comprendiendo dicho separador de partículas (1) una fase diluida en la parte superior de la cámara y una fase densa en la parte inferior de la cámara, abriéndose dicho conducto de admisión (4) de manera axial directamente en el separador de partículas (1), en la fase diluida en la parte superior de la cámara de dicho separador de partículas (1), siendo los parámetros de admisión y evacuación/salida seleccionados para crear en la cámara dicha fase densa en la parte inferior y dicha fase diluida en la parte superior;
- 15 - el separador de gas-sólido (3) es suministrado por dicho conducto de salida (6) y comprende un conducto (10) para evacuar un gas empobrecido en partículas ligeras de sustancias no quemadas, y un conducto (9) de comunicación con la zona de combustión (2) para reciclar las partículas de sustancias no quemadas en la zona de combustión (2).
- 20 2. Dispositivo según la reivindicación 1, en el que la cámara del separador (1) comprende además un conducto de alimentación (11) para un gas procedente de una fuente externa.
- 25 3. Dispositivo según una de las reivindicaciones precedentes, en el que dicho conducto de admisión (4) penetra en la cámara de forma esencialmente axial y con una longitud comprendida entre 1 y 5 veces el diámetro de la cámara.
- 30 4. Dispositivo según una de las reivindicaciones precedentes, en el que el conducto de admisión penetra por la parte inferior de la cámara.
- 35 5. Dispositivo según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la parte inferior de la cámara comprende un espacio anular (200) entre la pared externa del conducto de admisión (4) y la pared del separador.
6. Dispositivo según la reivindicación 1, en el que la zona de combustión (2) comprende al menos un conducto de alimentación (7) de carga sólida, un conducto de alimentación (8) de partículas portadoras de oxígeno, un conducto de alimentación (17) de gas de fluidización, para formar dicha mezcla gaseosa.
- 40 7. Procedimiento de combustión en bucle químico que utiliza un combustible sólido que genera partículas de sustancias no quemadas, que emplea partículas portadoras de oxígeno, tales como óxidos metálicos, y que emplea un dispositivo según una de las reivindicaciones 1 a 6, procedimiento según el cual:
- 45 - una mezcla gaseosa de dicha zona de combustión (2), que comprende partículas y gases de combustión, es admitida en la cámara del separador de partículas (1) a través de un conducto de admisión (4) que se abre de manera axial directamente en el separador de partículas (1),
- 50 - las partículas más ligeras se extraen por una salida (6) en la parte superior de dicha cámara y las partículas más pesadas se evacuan por una salida (5) en la parte inferior de dicha cámara, siendo los parámetros de admisión y extracción seleccionados para crear en la cámara la fase densa inferior y la fase diluida superior, la fase diluida en la que dicha mezcla es admitida por el conducto de admisión (4);
- la mezcla constituida principalmente por partículas ligeras no quemadas extraídas por la salida (6) situada en la parte superior de la cámara se envía a un separador de gas-partículas (3),
- un gas empobrecido en partículas de sustancias no quemadas es evacuado del separador de gas-partículas (3) por un conducto (10),
- las partículas de sustancias no quemadas se reciclan en la zona de combustión (2) a través de un conducto de comunicación (9).
- 55 8. Procedimiento según la reivindicación 7, en el que la cámara del separador (1) es suministrada con un gas procedente de una fuente externa (11).
- 60 9. Procedimiento según la reivindicación 7, en el que la velocidad superficial del gas en la fase diluida de la cámara del dispositivo se fija en un valor comprendido entre 30 y 300 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno.
- 65 10. Procedimiento según la reivindicación 9, en el que la velocidad superficial del gas en la fase diluida de la cámara del dispositivo se fija en un valor comprendido entre 75 y 125 % de la velocidad terminal de caída media de las partículas portadoras de oxígeno.
11. Procedimiento según la reivindicación 7, en el que la velocidad del gas en la parte superior de la zona de

combustión (2) está comprendida entre 3 y 10 m/s.

- 5 12. Procedimiento según una de las reivindicaciones 7 a 11, en el que la cámara es suministrada con un gas procedente de una fuente externa que representa menos del 20 % del caudal de gas total en el separador.
13. Procedimiento según una de las reivindicaciones 7 a 12, en el que la zona de combustión (2) funciona en un lecho fluidizado en fase densa cuyas partículas se transportan al separador (1), siendo el transporte controlado por una válvula en forma de L.
- 10 14. Procedimiento según una de las reivindicaciones 7 a 13, en el que la zona de combustión (2) funciona en un lecho fluidizado en fase densa cuyas partículas son transportadas al separador (1) a través de un separador de gas/sólido (12) en cuya salida las partículas fluyen en el interior del separador (1).

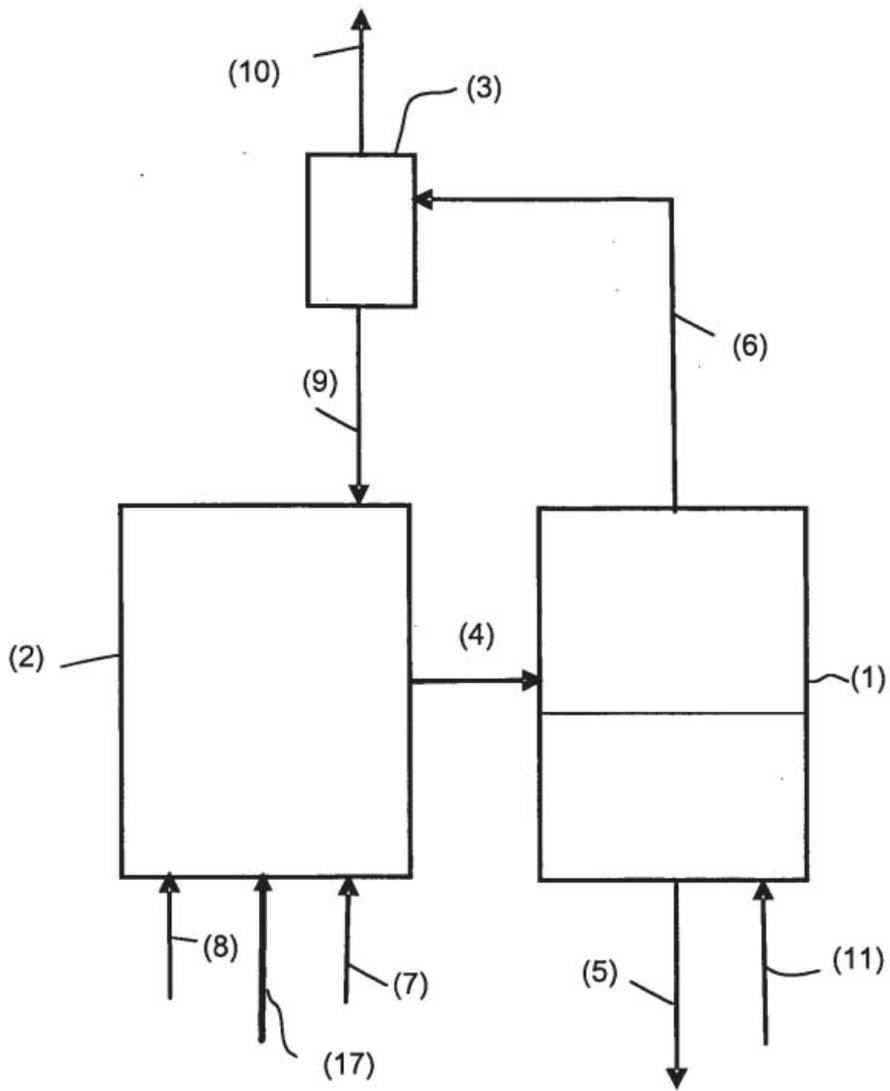


Figura 1

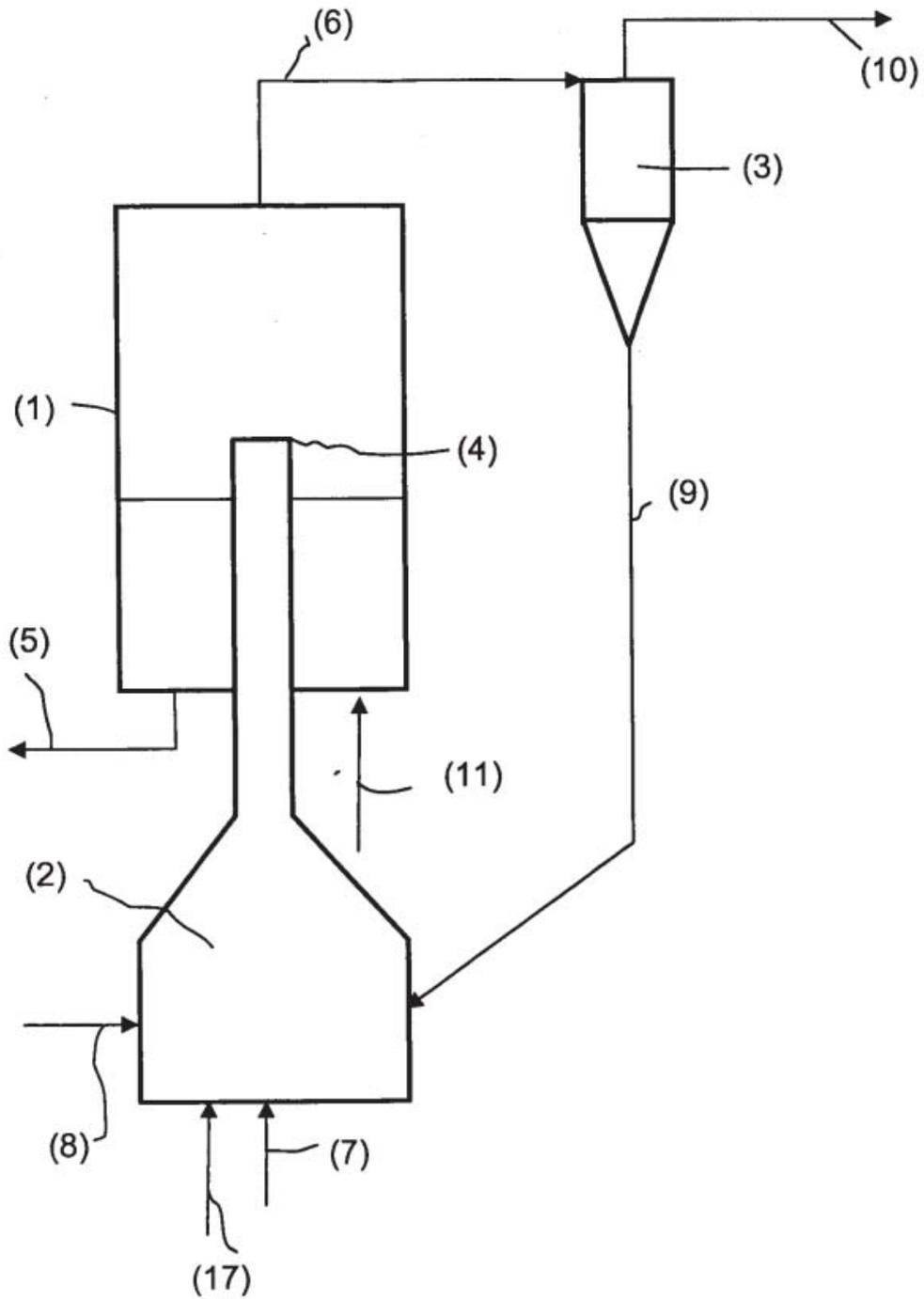


Figura 2

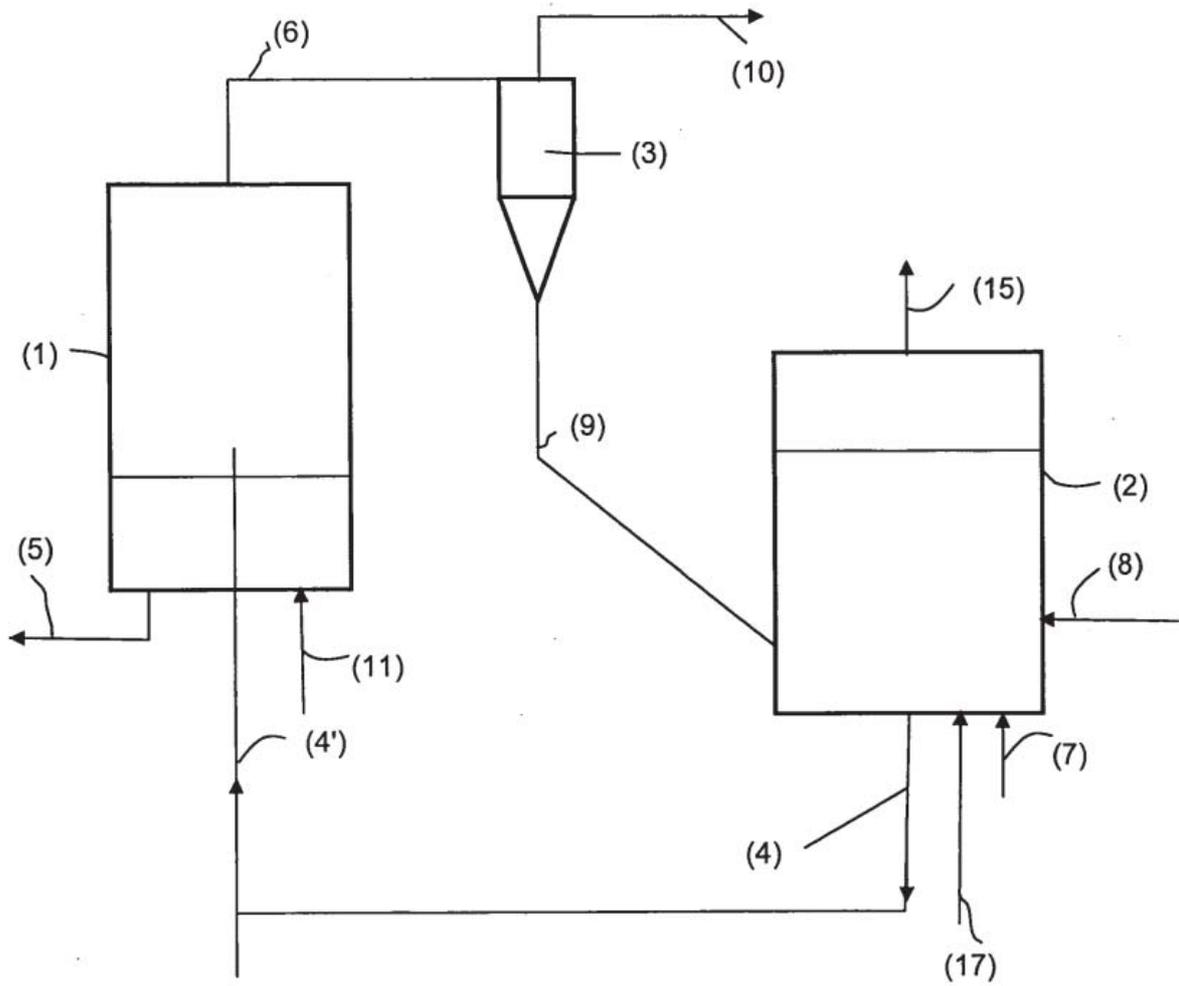


Figura 3

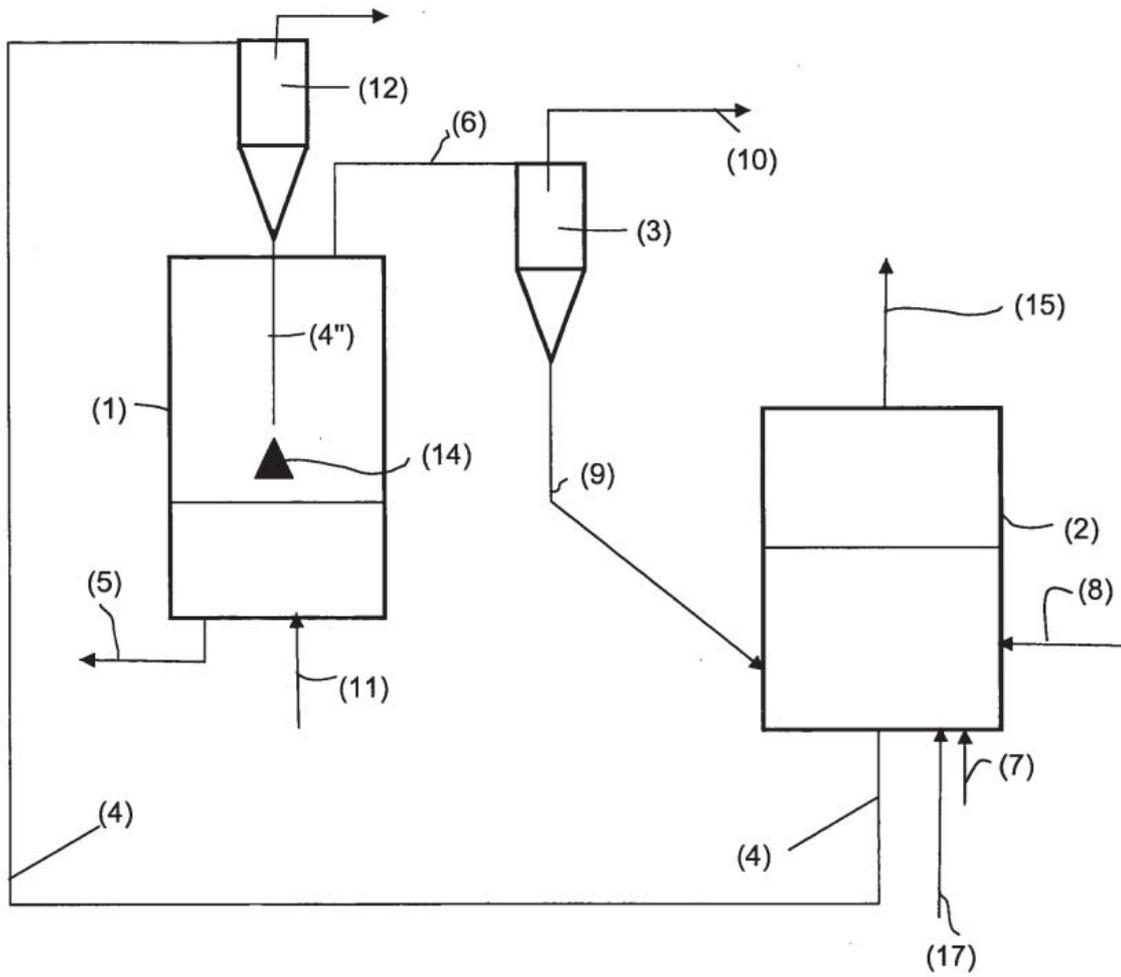


Figura 4

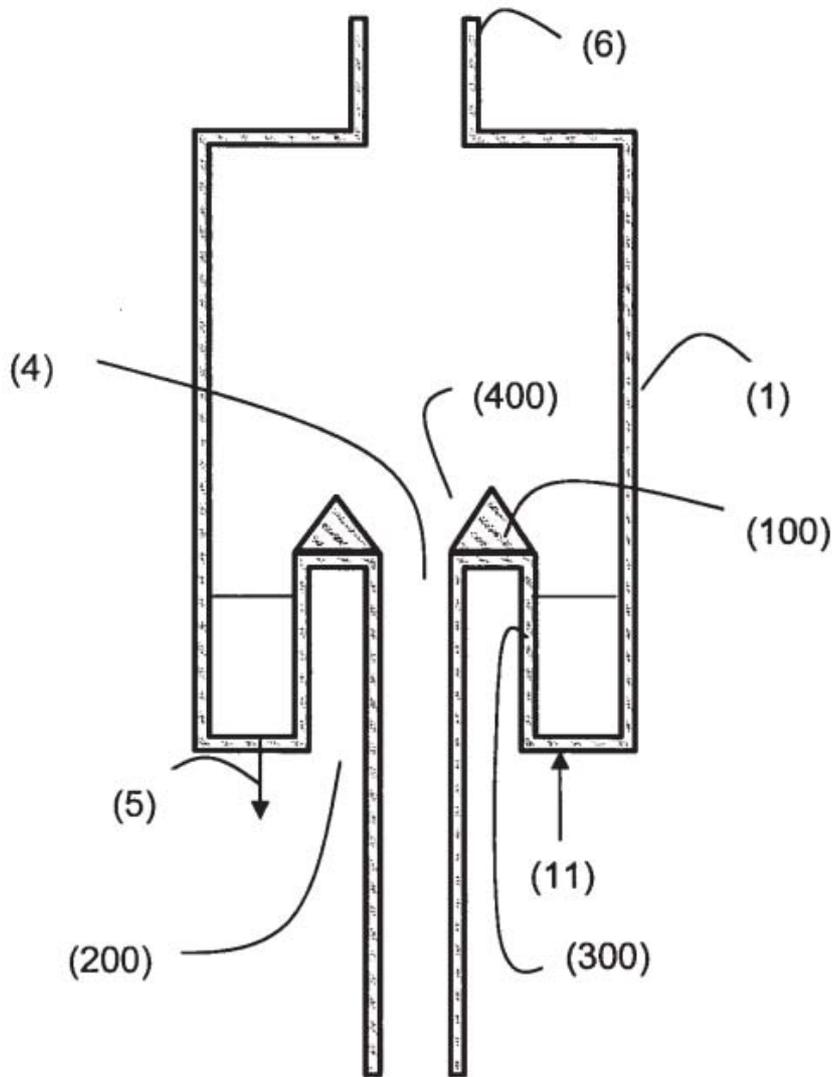


Figura 5