

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 715 295**

51 Int. Cl.:

F23C 10/00 (2006.01)

F23C 10/26 (2006.01)

F23C 10/01 (2006.01)

F23C 10/08 (2006.01)

F23C 10/24 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **25.10.2012 PCT/FR2012/000432**

87 Fecha y número de publicación internacional: **06.06.2013 WO13079817**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **25.10.2012 E 12795490 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.12.2018 EP 2786069**

54 Título: **Método de combustión en bucle químico con eliminación en fase diluida de cenizas y finos en la zona de oxidación e instalación usando un método de ese tipo**

30 Prioridad:

02.12.2011 FR 1103698

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

03.06.2019

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:

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

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 715 295 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

Método de combustión en bucle químico con eliminación en fase diluida de cenizas y finos en la zona de oxidación e instalación usando un método de ese tipo

5

Campo de la invención

El campo de la invención es el de la combustión en bucle químico de óxido-reducción de cargas de hidrocarburo sólidas, para producir energía, gas de síntesis y/o hidrógeno. Más particularmente, la invención se refiere a la eliminación de las cenizas y finos producidos en la instalación de combustión en bucle químico.

10

Terminología

Método de Combustión en Bucle Químico o CLC: En lo sucesivo en el texto, por método CLC (Combustión en Bucle Químico) se hace referencia a un método de oxido-reducción en bucle sobre masa activa. De manera general, es conveniente indicar que los términos oxidación y reducción se usan en relación con el estado respectivamente oxidado o reducido de la más activa. En una instalación de combustión en bucle químico, la zona de oxidación es aquella en la que la masa oxido-reductora se oxida y la zona de reducción es aquella en la que la masa oxido-reductora se reduce.

15

20

Desvolatilización:

En el transcurso de un tratamiento térmico, los compuestos orgánicos pierden materiales volátiles, en primer lugar agua y dióxido de carbono, hidrocarburos líquidos y después los gaseosos, a continuación óxido de carbono y por último hidrógeno. Este proceso se denomina desvolatilización. La temperatura de desvolatilización y la amplitud del fenómeno dependen del compuesto orgánico de partida. Por lo tanto, para carbones de rango creciente, la desvolatilización se produce a temperatura cada vez más elevar.

25

Lecho fluidizado:

30

En lo sucesivo en la descripción:

- por lecho fluidizado denso, se hace referencia a un lecho fluidizado en el que la fracción de gas ε_g es inferior a 0,9, de preferencia inferior a 0,8.
- por lecho fluidizado diluido, se hace referencia a un lecho fluidizado en el que la fracción volumétrica de las partículas de óxidos metálicos es inferior a un 10 % en volumen.

35

Plataforma: en lo sucesivo en la descripción, por "plataforma vertical" se hará referencia a un recinto vertical de forma tubular en el que los fluidos se someten a un movimiento ascendente.

40

Técnica anterior

Problemática de las cenizas

Para realizar la combustión en bucle químico, se usan materiales transportadores de oxígeno, tales como los óxidos metálicos que ceden su oxígeno en una zona de reducción (denominado « Reactor de Combustible ») en las condiciones de funcionamiento apropiadas. Una vez reducido, el material se transporta a continuación hacia una zona de oxidación (denominada « Reactor Aire ») en la que se vuelve oxidar por contacto con un gas oxidante (tal como por ejemplo aire o vapor de agua).

50

Más generalmente, un método de combustión en bucle químico comprende una o varias zonas de reacción que constituyen una zona de reducción, en las que se realiza la combustión de un combustible (por ejemplo una carga de hidrocarburo) por puesta en contacto con un sólido transportador de oxígeno que a continuación se vuelve oxidar en al menos una zona de oxidación por puesta en contacto con aire o vapor de agua antes de volver a ser enviado hacia la o la(s) zona(s) de combustión (o reducción). Las zonas de reacción que permiten la realización de reacciones de combustión en bucle químico generalmente están constituidas por lechos fluidizados o lechos transportados.

55

La combustión en bucle químico (CLC) de las cargas de hidrocarburos sólidos es un método que permite en particular la producción de energía (vapor, electricidad...) por recuperación del calor extraído por las reacciones de combustión, a la vez que se producen unos ricos en CO₂. Por lo tanto es posible prever la captación del CO₂ después de condensación de los humos y compresión de los humos. También es posible prever la producción de gas de síntesis, incluso de hidrógeno, controlando la combustión y realizando las purificaciones requeridas corriente abajo del método de combustión.

60

65

- 5 En los mecanismos de reacción asociados a la combustión en bucle químico en la zona de reducción, se establece que el combustible sólido pasa por una fase de gasificación, favorecida por la presencia de vapor de agua o de dióxido de carbono y temperatura, y a continuación el gas producido por la etapa de clasificación se oxida en contacto con el material transportador de oxígeno. Si el combustible sólido contiene materiales volátiles, entonces éstos se desvolatilizan al menos parcialmente por contacto con el material transportador de oxígeno caliente y a continuación son oxidados por el mismo. También es posible, en el caso en el que el material transportador de oxígeno extrae naturalmente el oxígeno en función de las condiciones de funcionamiento, tener una oxidación directa del combustible sólido por el oxígeno gaseoso extraído por el material en el Reactor de Combustible.
- 10 La combustión en bucle químico de las cargas sólidas necesita condiciones de funcionamiento severas y limitantes para poder realizar las reacciones de combustión. Con el fin de favorecer la gasificación del combustible, es necesario colocarse a temperaturas elevadas, comprendidas generalmente entre 800 y 1100 °C, comprendidas preferentemente entre 850 y 1000 °C. El tiempo necesario para realizar la gasificación disminuye en función de la temperatura y generalmente está comprendido entre 30 segundos y 30 minutos. Por lo tanto, puede ser ventajoso realizar una gasificación parcial, separar de los efluentes el residuo combustible no gasificado y reciclarlo. Por lo tanto, es posible alcanzar tasas de conversión (por gasificación) por pase comprendidas entre un 50 y un 80 % en un campo de temperaturas comprendidas entre 850 °C y 1000 °C con tiempos de reacción comprendidos entre 1 minuto y 10 minutos, por lo general comprendidos entre 3 y 5 minutos. Al aumentar la presión parcial de gas oxidante (H₂O, CO₂), es posible reducir el tiempo de gasificación.
- 20 Otra dificultad asociada a la realización de la combustión en bucle químico de las carreras salidas se refiere a la formación de cenizas. En efecto, los combustibles sólidos tienen contenidos de materiales minerales no despreciables y una vez realizada la combustión del carbón y del hidrógeno, se forman residuos sólidos denominados cenizas. La tabla 1 reúne los análisis de los carbones A y B a modo de ejemplo. Se observa que el contenido de cenizas de los carbones varía de acuerdo con el origen de la carga sólida, pero que este contenido no es insignificante. Generalmente representa de un 5 a un 20 % de la masa de carbón seco. Ciertos combustibles sólidos, tales como el coque pet tienen contenidos de cenizas mucho más bajos. También existen combustibles sólidos más cargados de cenizas.
- 25
- 30 Estas cenizas están esencialmente constituidas por óxido de silicio y aluminio, pero también contienen otros componentes, como se ilustra en la tabla 1 a modo de ejemplo.

ES 2 715 295 T3

		-	Carbón A	Carbón B
Análisis de carbón Seco	Cenizas	% en peso	10,3	14,8
	materiales volátiles	% en peso	37,6	24
	Azufre	% en peso	0,5	0,57
	calor específico	Kcal/kg	6710	6630

Análisis final	C	% en peso	71,1	73,46
	H	% en peso	4,77	3,87
	N	% en peso	1,41	1,65
	S	% en peso	0,5	0,57
	Cenizas	% en peso	10,3	14,76
	O (por diferencia)	% en peso	11,92	5,69

Composición de las cenizas	SiO ₂	% en peso	67	49,84
	Al ₂ O ₃	% en peso	19,2	40,78
	Fe ₂ O ₃	% en peso	5,2	2,9
	CaO	% en peso	2	1,08
	MgO	% en peso	1,2	0,26
	TiO ₂	% en peso	0,9	1,96
	K ₂ O	% en peso	1,7	0,64
	Na ₂ O	% en peso	1,7	0,06
	SO ₃	% en peso	0,9	0,52
	P ₂ O ₅	% en peso	0,2	1,05

Tabla 1: Análisis de diferentes carbones

5 Las cenizas que resultan de la combustión del carbón están constituidas por partículas finas residuales. Su temperatura de fusión varía en función de su composición y generalmente está comprendida entre 1000 y 1500 °C. Sin embargo, a temperaturas inferiores, por ejemplo entre 800 y 1000 °C, es posible observar un fenómeno de aglomeración de las partículas de cenizas que se transforman en adhesivas. Por lo tanto, o bien se pueden aglomerar entre ellas, o bien se pueden aglomerar con las partículas de material transportador de oxígeno. Teniendo
10 en cuenta las condiciones de realización en la combustión en bucle químico, entonces se distinguen dos tipos de cenizas:

- cenizas volantes: corresponden a las cenizas que son transportadas en el Reactor de Combustible por los gases de combustión;
- 15 ◦ cenizas aglomeradas: corresponden las cenizas que se aglomeran entre ellas o con el material transportador de oxígeno y que son demasiado pesadas para su transporte en el Reactor de Combustible por los gases de combustión.

20 Las cenizas volantes representan en general de un 50 a un 99 % de las cenizas formadas, por lo general de un 70 a un 90 %. Su granulometría es relativamente fina con, en general, al menos un 25 % de finos de tamaño inferior a 10 micrómetros y un 90 % de finos de tamaño inferior a 100 micrómetros. El diámetro de Sauter medio representativo de la granulometría de las cenizas volantes en general está comprendido entre 5 y 30 micrómetros, por lo general de aproximadamente 10 micrómetros. La masa volumétrica de grano de estas cenizas en general está comprendida
25 entre 2000 y 3000 kg/m³, por lo general de aproximadamente 2500 kg/m³.

La granulometría de las cenizas aglomeradas tiene un cálculo más delicado y depende de las condiciones de realización del método. De manera general, se calcula que estas cenizas tienen una granulometría superior a 100 micrómetros y su tamaño puede variar hasta varios milímetros.

5 El documento FR 2 956 331 A1 describe un método de combustión de una carga de hidrocarburo de partículas sólidas en bucle químico de acuerdo con el preámbulo de la reivindicación 1.

La solicitud de patente FR 2 850 156 describe un método de combustión en bucle químico para el que el combustible sólido se tritura antes de la entrada en el reactor de reducción que funciona en lecho fluidizado circulante, con el fin de permitir una combustión más completa y más rápida. El método produce casi un 100 % de cenizas volantes que se separan de los óxidos en circulación. La separación corriente abajo del lecho circulante en primer lugar se asegura con un sistema de baja presión que comprende un lecho fluidizado por vapor de agua que permite separar las partículas de residuos no quemados de las partículas de óxido metálico. Por lo tanto la preparación de los residuos no quemados en la zona de oxidación y por lo tanto las emisiones de CO₂ en los afluentes del reactor de oxidación se evita de ese modo. Las cenizas volantes se separan de las partículas de óxidos en un segundo circuito que comprende un separado que funciona en lecho fluidizado. 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 permite realizar la combustión del carbón usando un bucle químico.

20 Este dispositivo está formado por un reactor de oxidación que usa partículas metálicas, un sistema de baja presión que permite la separación de las partículas y de aire empobrecido después de la oxidación, un lecho fluidizado alimentado con óxidos metálicos oxidados por la rama de retorno situada bajo el sistema de baja presión, en el que se realiza la reducción del óxido metálico por combustión del carbón. El carbón se alimenta en la parte superior del lecho fluidizado, en la fase diluida. En el reactor de reducción, la combustión del carbón se realiza de forma progresiva: las partículas de carbón comienzan por descender y se desvolatilizan en la fase diluida, a contracorriente de los gases de fluidización, y en la que los óxidos metálicos no están presentes más que en baja cantidad; a continuación entran en contacto con los óxidos metálicos fluidizados en fase densa. El tiempo de permanencia importante permite gasificar el carbón y producir gases de combustión que contienen cantidades importantes de monóxido de carbono y de hidrógeno que pasan en la fase diluida.

30 De acuerdo con este documento, el reactor de reducción está equipado con un separador de partículas integrado en la fase densa, lo que necesita añadidas adicional para realizar la separación. En este sistema, no se prevé dispositivo específico que permita a la separación y la evacuación de las cenizas formadas durante la combustión de las cargas sólidas.

35 Para paliar los inconvenientes de los dos sistemas que se han descrito anteriormente, los solicitantes finalizaron un método de combustión en bucle químico, que permite, incluso a partir de partículas de combustible en estado de mala calidad, obtener una combustión total de la carga sólida minimizando la cantidad de carga sólida a reciclar, lo que permite maximizar el rendimiento energético del método. Este método de combustión de acuerdo con la invención permite captar al menos un 90 % del CO₂ emitido por la combustión en los humos directamente a la salida del reactor de combustión, la tasa de captación siendo definida por la proporción entre la cantidad de CO₂ emitido en los humos obtenidos a partir del reactor de combustión con respecto a la cantidad de CO₂ emitido en el método de combustión en bucle químico.

45 En la salida del método de combustión, la proporción molar CO/CO₂ de los humos corriente debajo de los sistemas de baja presión inferior a 0,05 y la proporción H₂/H₂O es inferior a 0,05. Esto se realiza, por una parte, gracias a la optimización del contacto inicial entre las partículas que transportan oxígeno y el combustible sólido para favorecer las reacciones de gasificación del carbón, y por otra parte, por la optimización del contacto entre los productos de gasificación y los óxidos metálicos con el fin de producir efluentes que hayan experimentado una combustión total (H₂, CO y HC < 1 % en vol. en los humos).

50 Además, la separación de las partículas de combustible no quemado de las partículas de óxidos metálicos se realiza corriente arriba de la etapa de renovación de los humos del reactor de reducción para usar en el mejor de los casos la energía cinética máxima de los humos para la separación de los dos tipos de partículas.

55 El método en bucle químico comprende al menos:

- una puesta en contacto de las partículas de carga sólida en presencia de partículas de óxidos metálicos en una primera zona de reacción que funciona en lecho fluidizado denso,
- una combustión de los efluentes gaseosos obtenidos a partir de la primera zona de reacción en presencia de partículas de óxidos metálicos en una segunda zona de reacción,
- una separación en el interior de una mezcla obtenida en la segunda zona de reacción, del gas, de las partículas no quemadas, y de las partículas de óxidos metálicos en una zona de separación,
- una reoxidación de las partículas de óxidos metálicos en una zona de oxidación antes de volver a enviarlas hacia la primera zona de reacción.

65

Corriente abajo de la zona de separación de las partículas no quemadas y de las partículas de óxidos metálicos, se puede prever un sistema de renovación que comprende por ejemplo una o varias etapas de sistemas de baja presión para separar las partículas comprendidas en los humos de la zona de combustión del Reactor de Combustible. Las cenizas volantes están comprendidas en los humos hacia este sistema de renovación con las partículas de combustible sólido no quemadas. Con el fin de maximizar el rendimiento energético de la instalación, es necesario recuperar lo esencial de las partículas no quemadas de combustible y por lo tanto realizar una renovación exhaustiva. Entonces esta renovación permitirá recuperar las partículas no quemadas, y también una parte importante de las cenizas volantes que por lo tanto se reciclarán hacia el Reactor de Combustible.

Con el fin de eliminar las cenizas, es posible colocar un recinto que comprende un lecho fluidizado sobre el conducto que canaliza las partículas separadas durante la etapa de renovación para eliminar, por elutriación, las cenizas volantes. Este medio sin embargo no permite controlar de forma separada la elutriación de las cenizas y la elutriación de las partículas no quemadas. En efecto, en este caso, una buena eliminación de las cenizas producidas se traduce de forma consecutiva por una eliminación importante de partículas no quemadas y por lo tanto una disminución del rendimiento energético o una disminución de la tasa de captación de CO₂.

Además, en el caso en el que las partículas del material transportador de oxígeno se llevan hacia la zona de renovación, es necesario dimensionar un lecho fluidizado de grandes dimensiones con el fin de dejar un tiempo suficiente para la separación por elutriación en el lecho fluidizado.

Con el fin de eliminar las cenizas producidas al nivel de la zona de reducción sin eliminar demasiadas partículas de carga sin quemar, el solicitante ha finalizado una mejora de este método usando una configuración particular de la zona de reducción con: una primera zona de reacción funciona en lecho fluidizado denso; una segunda zona de reacción; una zona de separación rápida para la separación de las partículas de carga sólida no quemadas, cenizas volantes y partículas de material transportador de oxígeno en el interior de una mezcla obtenida en la segunda zona de reacción; una renovación de los humos; una zona de división del flujo de partículas, una parte de las partículas siendo reciclada directamente hacia la primera zona de reacción, la otra enviada hacia una zona de separación por elutriación para recuperar las cenizas y reciclar las partículas densas hacia la primera zona de reacción.

Sin embargo, también se pueden transportar cenizas hacia la zona de oxidación. En efecto, en el transcurso de la combustión en la zona de reducción, la degradación de la carga producida de cenizas de dos tipos: o bien cenizas de chimenea o numeradas que no se transportan neumáticamente con el lecho arrastrado de óxidos metálicos, o bien cenizas volantes que son arrastradas con el lecho de sólido. Si las primeras se eliminan fácilmente en el fondo del reactor en lecho fluidizado por simple circulación gravitatoria, las segundas acompañan al óxido y en ausencia de dispositivo de control de su población en el lecho, se van a acumular allí. Por lo tanto se tiene un transporte de las cenizas de la zona de reducción hacia la zona de oxidación, y esto tanto más cuando no se coloca ningún dispositivo de control de población de cenizas en la zona de reducción.

Las consecuencias de la acumulación de cenizas son múltiples, pero generan dos inconvenientes principales:

- la alteración de las circulaciones de sólido por modificación de la granulometría media del lecho que puede comprender dificultades de control de la circulación de este mismo lecho de sólido
- la dilución de la función de transporte de oxígeno de los óxidos metálicos comprendiendo una disminución del rendimiento del método.

De manera alternativa o complementaria a la eliminación de las cenizas y finos al nivel de la zona de reducción, se propone una nueva configuración de la zona de oxidación (o "reactor de aire") que permite aprovechar la fuerza motriz del aire (gas oxidante) usado para la reoxidación del sólido para realizar la separación entre las partículas de transportador de oxígeno (óxido metálico) y las partículas que se desea eliminar: las cenizas y los finos de óxidos metálicos.

Descripción de la invención

Por lo tanto se propone una nueva configuración de la zona de oxidación (Reactor de Aire) que comprende los siguientes elementos:

- una separación de las partículas en el interior de una mezcla obtenida en la zona reactiva de oxidación en fase diluida, permitiendo recuperar, con los humos, la mayor parte de las cenizas,
- una renovación de los humos obtenidos en la zona de separación,
- la integración de una instalación de reactor en forma de un recinto en lecho fluidizado denso para el control del reciclaje del material transportador de oxígeno alrededor del reactor de aire y para el control de la población de cenizas mediante una elutriación en lecho denso.

La problemática de las cenizas de chimenea que se ha mencionado anteriormente se refiere principalmente a la zona de reducción (Reactor de Combustible). Sin embargo, si las cenizas de chimenea, aglomeradas y más pesadas

que las cenizas volantes, estuvieran presentes, éstas serían opcional y simplemente evacuadas por circulación gravitatoria en la parte baja del reactor de Aire y extraídas, por ejemplo, con la ayuda de un tornillo sin fin enfriado.

El funcionamiento del método descrito se favorece con el uso de material transportador de oxígeno que tiene una composición granulométrica y una masa volumétrica de grano que favorece la separación con las partículas de cenizas volantes, de combustible sin quemar y cenizas aglomeradas. Por lo tanto es preferente tener una composición granulométrica del transportador de oxígeno de modo que un 90 % de las partículas en peso tengan una granulometría comprendida entre 100 y 500 micrómetros, preferentemente un 90 % entre 150 y 300 micrómetros, y de manera incluso más preferente un 95 % comprendido entre 150 y 300 micrómetros.

Además, la masa volumétrica de grano de las partículas de transportador de oxígeno es preferentemente superior a 2500 kg/m³, de manera preferente superior a 3400 kg/m³, de manera incluso más preferente superior a 4000 kg/m³.

Por efecto de envejecimiento químico o mecánico, la distribución granulométrica del material transportador de oxígeno evolución a lo largo del tiempo y se forman finos de diámetro medio mayoritariamente comprendido entre 50 y 150 µm. Para el buen funcionamiento de la instalación, es deseable conservar una granulometría como media superior a 150 µm. Por lo tanto los finos producidos por eliminación natural del material transportador de oxígeno se eliminan al mismo tipo que las cenizas de acuerdo con el método que se describe en la presente invención.

Resumen de la invención

La invención se refiere a un método de combustión de una carga de hidrocarburo de partículas sólidas en bucle químico en el que circula un material transportador de oxígeno en forma de partículas, en el que:

- se ponen en contacto partículas de carga de hidrocarburo con las partículas de material transportador de oxígeno en una zona de reducción R0;
- se ponen en contacto partículas de material transportador de oxígeno obtenidas en la zona de reducción R0 con un flujo de gas oxidante en una zona reactiva de oxidación R1;
- se separan las cenizas volantes, los finos y las partículas de material transportador de oxígeno dentro de una mezcla obtenida en la zona R1 por elutriación en fase diluida en una zona de separación en fase diluida S2 para evacuar un efluente gaseoso (7) por un conducto de salida que comprende la mayor parte de las cenizas volantes y de los finos de material transportador de oxígeno y enviar un flujo de partículas (8) que comprende la mayor parte de las partículas de transportador de oxígeno hacia la zona de reducción R0, la fuerza motriz necesaria para la elutriación en fase diluida en S2 siendo proporcionada por el flujo de gas oxidante obtenido en la zona reactiva de oxidación R1.

De preferencia, en la zona de oxidación R1 se hacen circular las partículas en bucle de transportador de oxígeno por medio de un conducto que permite el reciclaje de un flujo (10) de partículas de transportador de oxígeno sedimentadas en la fase fluidizada densa, desde el fondo de la zona de separación S2 hacia la parte baja de la zona de oxidación R1.

De preferencia, se recupera calor en el interior de la fase fluidizada densa constituida en el fondo de la zona de separación S2 por medio de un intercambiador de calor E3.

De forma ventajosa, se introduce un flujo de gas oxidante adicional (6) en la parte superior de la zona reactiva R1 con el fin de mantener una velocidad de gas en un valor comprendido entre un 30 y un 300 % de la velocidad termina de sedimentación media de los finos de material transportador de oxígeno que tienen un diámetro comprendido entre 50 y 150 µm.

Se realiza una separación exhaustiva de las cenizas, de los finos y de las partículas de transportador de oxígeno en una zona de renovación S4 para evacuar un flujo de gas (11) que contiene la mayor parte de las cenizas y de los finos y un flujo de partículas (12) que comprende la mayor parte del material transportador de oxígeno que se envía por un conducto de transporte hacia la zona de reducción R0.

A continuación se realiza una separación por elutriación en fase densa en una zona de separación por elutriación en fase densa S5 situada corriente abajo de la zona de renovación S4 y fluidizada por un gas no reductor (13) que permite separar las cenizas volantes del material transportador de oxígeno en el flujo de partículas (12) para enviar un flujo de partículas (14) rico en partículas de transportador de oxígeno hacia la zona de reducción R0 y evacuar un flujo de gas rico en cenizas volantes (15).

De forma ventajosa, se recicla un flujo de partículas que comprende una parte de las partículas sólidas separadas en la zona de separación por elutriación en fase densa S5 hacia la zona de oxidación R1.

De preferencia, se recupera calor en el interior de la fase fluidizada densa de la zona de separación S5 por medio de un intercambiador de calor E6.

La instalación para realizar la combustión de una carga de hidrocarburo sólido en un bucle químico de oxidoreducción de acuerdo con el método que se ha descrito anteriormente comprende al menos:

- 5 - una zona de reducción R0;
- una zona de oxidación que comprende una zona reactiva R1 equipada con una alimentación de partículas de transportador de oxígeno (1) obtenidas en la zona de reducción R0 y una alimentación de gas de fluidización oxidante (2) y una zona de separación por elutriación en fase diluida S2 situada por encima de la zona reactiva R1, de un diámetro significativamente más elevado que la zona reactiva R1 con el fin de ralentizar la fase mezclada obtenida en R1 y equipada con medios de alimentación que permiten introducir allí una fase mezclada (5) que comprende gas y partículas que provienen de la primera zona de reacción R1;
- 10 - un conducto de salida para evacuar una fase transportada (7) rica en cenizas y en finos;
- un conducto para reciclar un flujo de partículas (8) rico en material transportador de oxígeno hacia la zona de reducción R0.

15 La instalación puede comprender un intercambiador de calor E3 en el interior de la fase fluidizada densa constituida en la parte baja de la zona de separación en fase diluida S2.

La instalación puede comprender un conducto para reciclar un flujo (10) que comprende partículas de transportador de oxígeno desde el fondo de la zona de separación S2 hacia la parte baja de la zona reactiva R1.

20 La instalación comprende una zona de renovación S4 equipada con un conducto de admisión para recibir una fase transportada (7) obtenida a partir de la zona de separación S2 rica en cenizas y en finos, un conducto de salida que permite evacuar un flujo de gas (11) que contiene la mayor parte de las cenizas y finos, y un conducto de transporte hacia la zona de reducción R0 de un flujo de partículas (12) que comprende la mayor parte del material transportador de oxígeno.

25 La instalación también comprende una zona de separación por elutriación en fase densa S5 situada corriente abajo de la zona de renovación S4, que recibe, mediante su admisión, un flujo de partículas (12) que comprende la mayor parte del material transportador de oxígeno y que comprende un conducto que permite la introducción de un gas de fluidización (13), un conducto de transporte de un flujo de partículas (14) rico en partículas de transportador de oxígeno hacia la zona de reducción R0, y un conducto de evacuación de un flujo de gas rico en cenizas volantes (15).

30 La instalación también comprende un conducto obtenido a partir de la zona de separación en fase densa S5 para reciclar, hacia la zona reactiva R1, un flujo de partículas (17) que comprende una parte de las partículas sólidas separadas en la zona de separación por elutriación en fase densa S5. La instalación también puede comprender un intercambiador de calor E6 en el interior de la fase fluidizada densa en la zona de separación S5.

40 Listado de las figuras

La figura 2 describe la invención a modo no limitante. La figura 1 representa el principio general del dispositivo de combustión en bucle químico con eliminación de las cenizas en fase diluida en la zona de oxidación para realizar el método de acuerdo con la invención, en el caso opcional en el que los humos obtenidos en la zona de separación S2 se someten a una renovación por medio de un separador de gas-sólido S4.

45 La figura 2 representa un modo de realización del dispositivo de combustión en bucle químico con eliminación de las cenizas, en el que la separación de las cenizas en la zona de oxidación se completa mediante una separación en fase densa externa a la zona de oxidación.

50 La invención se puede describir de manera general a partir del esquema representado en la Figura 1.

Descripción de la figura 1.

55 El dispositivo que permite realizar el método de acuerdo con la invención comprende una zona de oxidación que está formado en particular por:

- una zona reactiva R1 (o plataforma vertical reactiva) en la que se desarrolla la reacción de oxidación del material portador de oxígeno que se obtiene en la zona de reducción R0 del bucle químico de combustión.
- 60 - una zona de separación en fase diluida (instalación dedicada a la separación en fase diluida) de las poblaciones de finos de portador de oxígeno, de cenizas volantes y de partículas de portador de oxígeno S2.

Este dispositivo se completa de manera opcional con:

- 65 - un intercambiador de calor E3 para la extracción de calor por un fluido portador de calor (9) en el interior de la fase densa de la zona de separación S2

- un conducto de reciclaje de sólido portador de oxígeno (10) desde la fase densa de la zona de separación S2 hacia la base de la zona reactiva R1.

El material transportador de oxígeno (MTO) está en estado parcialmente reducido después de reacción con una fuente de carbono a la que él ha contribuido a oxidar total o parcialmente en el interior de un reactor de combustión o reactor de reducción también denominado "reactor de Combustible" R0. Después de reacción en la zona de reducción R0, se envía hacia la parte baja de la zona de oxidación, al nivel de la zona reactiva R1, por ejemplo, mediante transporte neumático, para allí ser oxidado en contacto con el aire mediante enriquecimiento de su estructura cristalina con átomos de oxígeno. Debido a esta función de oxidación en contacto con el aire es por lo que el conjunto formado por las zonas R1 y S2 en las que se añaden las variantes opcionales, se puede calificar de zona de oxidación o "reactor de Aire". Las partículas de material transportador de oxígeno (1) se introducen por un conducto en el reactor de aire R1 para ser oxidadas allí en contacto con un flujo de aire (2) proporcionado de forma ventajosa en un exceso de estequiometría del orden de un 0 % a un 20 %, preferentemente de un 5 a un 15 %. La geometría del reactor es tal que la velocidad de la fase gaseosa en las condiciones de las reacciones en la zona reactiva R1 varía preferentemente entre 3 y 30 m/s, preferentemente entre 5 y 15 m/s y el flujo de sólido transportador de oxígeno transportado varía generalmente entre 25 y 200 kg/s/m², y está comprendido preferentemente en el intervalo comprendido entre 30 y 100 kg/s/m² para favorecer un buen contacto entre los gases y las partículas de óxido metálico. Esta velocidad es suficiente para asegurar el transporte neumático de partículas material transportador de oxígeno que pertenecen al grupo B de la clasificación de Geldart. Un reactor en una configuración de ese tipo entonces se puede calificar de "plataforma vertical" reactiva. El tiempo de permanencia de las partículas de sólido está comprendido de forma ventajosa entre 1 s y 1 min, preferentemente entre 2 y 20 s. durante la circulación del sólido en el bucle químico, éste puede formar finos o se puede extraer con las cenizas. Para mantener el inventario de material transportador de oxígeno constante en la unidad, por ejemplo, para compensar la pérdida de sólido por eliminación natural, se puede recurrir a un elemento auxiliar (3) (opcional) de partículas de material transportador de oxígeno introducido por un conducto auxiliar. La mayor parte de las cenizas aglomeradas denominadas cenizas de chimenea tal como se han descrito anteriormente se forma durante la combustión de la carga de hidrocarburo sólido en el reactor de Combustible (zona de reducción RD) en el que se eliminan en el transcurso de formación. Sin embargo, si la configuración particular de realización de la invención hace que éstas se encuentren presentes en el flujo (1), en mezcla con las partículas de material transportador de oxígeno, se pueden eliminar por circulación gravitatoria en el fondo de la zona reactiva R1. Las cenizas de lechos generalmente no se transportan de forma neumática en las condiciones del método. Estas se encuentran en el fondo del reactor R1 y pueden formar un flujo sólido (4) extraído por un conducto que alimenta medios de extracción que pueden ser, por ejemplo, un tornillo sin fin enfriado.

La fase mezclada (5) que comprende gas de fluidización y sólidos se transporta a la zona de separación en fase diluida S2 en la que entra en forma de un chorro en una instalación de un diámetro significativamente más elevado que el de la zona R1 con el fin de ralentizar la fase mezclada. La velocidad de los gases se reduce de forma ventajosa a una velocidad comprendida entre 0,1 y 2 m/s, y comprendida preferentemente entre 0,5 y 1,5 m/s. Entonces se produce un fenómeno de elutriación en función de las granulometrías de las partículas en fase diluida en el que las partículas de material transportador de oxígeno, más densas y más gruesas que las cenizas, no se transportan más y caen al fondo de la instalación mientras que las cenizas volantes continúan siendo arrastradas.

Los medios de alimentación en fase mezclada (5) de la zona de separación S2 pueden comprender medios para romper el chorro de la fase mezclada en la salida de la zona reactiva R1 y por lo tanto ralentizarla, por ejemplo, una sección de reactor.

Para asegurar la fluidización mínima de la fase densa constituida por la acumulación de las partículas de material transportador de oxígeno en el fondo de la instalación, es posible introducir gas oxidante adicional (por ejemplo aire adicional) (6) con el fin de mantener una velocidad de gas en un valor comprendida entre un 30 y un 300 %, de preferencia comprendida entre un 50 y un 150 %, de la velocidad termina de sedimentación media de los finos de partículas de óxidos cuyo tamaño medio está comprendido en general entre 50 y 150 µm, que corresponden a los finos producidos por la fragmentación del material transportador de oxígeno por eliminación natural. La posibilidad de variar las velocidades de los gases en el intervalo permite adaptarse a las variaciones de potencia de la unidad y elegir adaptar los rendimientos en el caso de marcha elegida. La amplitud mínima de esta fase densa fluidizada de forma ventajosa es de un modo tal que la fluidización sea homogénea en la parte alta del lecho fluidizado, es decir, generalmente una amplitud al menos igual a la mitad del diámetro del recinto de la zona de separación. De esta separación por elutriación en fase diluida resultan dos efluentes:

- una fase transportada rica en cenizas (7) que comprende al menos un 50 % y preferentemente un 90 % de las cenizas obtenidas en la fase mezclada (5), y menos de un 50 %, preferentemente menos de un 20 %, de material transportador de oxígeno que contiene esencialmente finos cuyo diámetro medio es inferior a 150 µm.
- una circulación sólida (8) rica en material transportador de oxígeno que comprende menos de un 5 % de cenizas y preferentemente menos de un 1 % de cenizas que alimenta la zona de reducción R0 en portador de oxígeno oxidado.

De forma opcional, se puede instalar un intercambiador de calor E3 en el interior de la fase fluidizada densa constituida en la parte baja de la zona de separación S2 por la acumulación de las partículas de material

transportador de oxígeno. Un fluido portador de calor (9) circula en el intercambiador E3 ya sea en circulación puramente monofásica (gas o líquido) o bien, si se desea generar vapor y maximizar el intercambio de calor, en forma vaporizada total o parcialmente.

5 De forma opcional, un conducto para reciclar un flujo de sólido (10) se puede colocar entre la fase fluidizada densa en el fondo de la zona de separación S2 y el fondo de la plataforma vertical reactiva R1. Este conducto permite
 10 aumentar el tiempo de permanencia en medio de las partículas en contacto con el aire. Por lo tanto esta variante ofrece la posibilidad de controlar el grado de oxidación del sólido y por lo tanto responder a las exigencias de transporte de oxígeno demandadas por la combustión en bucle químico.

15 El flujo rico en cenizas en fase transportada (7) se conduce hacia un dispositivo de separación de gas-sólido de tipo sistema de baja presión S4 que de forma ventajosa completará la separación de las cenizas y del material transportador de oxígeno: las cenizas, partículas finas, se arrastran (11) con el gas, mientras que el flujo sólido (12)
 20 que comprende el material transportador de oxígeno se envía por un conducto hacia la zona de reducción R0, tal como el flujo sólido (8) obtenido en la zona de oxidación. El flujo sólido (8) obtenido en la fase densa de la zona de separación en fase diluida S2 se puede unir al flujo sólido (12) obtenido a partir del separado S4, con el fin de ser reunidos opcionalmente en un mismo conducto de alimentación de R0.

Descripción de la figura 2.

25 La descripción de la figura 2 es idéntica a la de la figura 1 que sigue a continuación, con la diferencia aproximada, de que además de la zona de separación S2 superpuesta a la zona reactiva R1, la instalación comprende una zona de separación S5 situada corriente abajo del sistema de baja presión S4. La fase transportada que comprende gases y sólidos (7) sale por un conducto de la zona de oxidación que comprende la plataforma vertical reactiva y la zona de separación en fase diluida (R1+S2) para su separación en una zona de renovación en forma de un separador de gas-sólido S4, por ejemplo un sistema de baja presión, cuyo diámetro de corte está comprendido habitualmente
 30 entre 10 y 20 μm , con el fin de formar dos efluentes: un efluente gaseoso (11) que arrastra con él los finos de sólido (finos de material transportador de oxígeno y cenizas), y un afluente sólido (12) (partículas de transportador de oxígeno y cenizas). De manera ventajosa, los humos (11) se someten a un tratamiento suplementario con el fin de su evacuación hacia la atmósfera, como mínimo una renovación para recuperar las cenizas en el exterior de la zona de reacción y un enfriamiento por intercambio térmico que permite una recuperación de calor, más opcionalmente la eliminación de los óxidos de azufre y de los óxidos de nitrógeno.

35 El efluente sólido (12) se conduce hacia el reactor en lecho fluidizado de la zona de separación por elutriación en fase densa S5. El reactor se fluidiza con un gas de fluidización (13) elegido entre los que no corren el riesgo de disminuir el grado de oxidación del material transportador de oxígeno, preferentemente de vapor, de nitrógeno o incluso de aire, éste último siendo susceptible de participar en el aumento del grado de oxidación del sólido. Los gases potencialmente reductores tales como los hidrocarburos ligeros, el monóxido de carbono o el hidrógeno se deben evitar.

40 La función principal de la zona de separación por elutriación en fase densa S5 de acuerdo con la presente invención es separar las cenizas volantes de las partículas de transportador de oxígeno. La separación se realiza mediante una elutriación en un lecho fluidizado en fase densa: la velocidad de la fase gaseosa en la zona de separación en fase densa S5 se adapta de un modo tal que las partículas de material transportador de oxígeno, más gruesas y densas que las cenizas, permanezcan en el lecho fluidizado y que las cenizas volantes, menos densas y más pequeñas que las partículas de material transportador de oxígeno, sean arrastradas por la fase gaseosa mediante transporte neumático. De manera general, la velocidad del gas está comprendida entre 0,3 y 1,5 m/s, preferentemente en el intervalo comprendido entre 0,4 y 1 m/s para alcanzar valores de flujo de partículas arrastradas que varía entre 0,01 y 5 kg/s/m², preferentemente comprendidas entre 0,05 y 0,5 kg/s/m². de ahí resultan dos efluentes, una circulación sólida (14) rica en partículas de material transportador de oxígeno y que comprende menos de un 5 % de cenizas, preferentemente menos de un 1 % de cenizas en peso, que se recicla hacia la zona de reducción R0, y un efluente gaseoso rico en cenizas volantes (15) que comprende menos de un 30 % en peso de partículas de transportador de oxígeno y preferentemente menos de un 15 % de partículas de
 55 transportador de oxígeno.

De forma opcional, se puede colocar un intercambiador de calor E6 en el interior de la fase fluidizada densa constituida en la parte baja de la zona de separación S5 mediante la acumulación de las partículas de transportador de oxígeno. Un fluido portador de calor (16) circulen el intercambiador E6 ya sea en circulación puramente monofásica (gas o líquido) o bien, si se desea generar vapor y maximizar el intercambio de calor, en forma vaporizada total o parcialmente.

60 De forma opcional, se puede dirigir un flujo (17) de sólido desde la zona de separación por elutriación en fase densa S5 hacia la zona reactiva de oxidación R1, este reciclaje tiene como efecto:

65

- hacer que se produzca un buque en el material transportador de oxígeno en la zona de oxidación para maximizar el grado de oxidación, de la manera del bucle de reciclaje por el conducto que transporta el flujo sólido (10) obtenido en la zona de separación en fase diluida S2,
- pero también hacer circular de nuevo las cenizas que quedan mezcladas en el material transportador de oxígeno a través de las zonas de separación S2 y S5.

Ejemplo

Ejemplo se relaciona con la figura 1.

Aquí se tiene en cuenta un bucle químico en el que circula un óxido metálico portador de oxígeno de una potencia térmica bruta del orden de 300 MWth, es decir, la circulación de sólido equivalente a 1077 kg/s.

Se tiene en cuenta la combustión de un carbón que contiene un 14 % de cenizas que alimentan la unidad a razón de 11,6 kg/s. El carbón se alimenta en el reactor de combustible con una granulometría característica caracterizada por el hecho de que menos de un 2 % del carbón tiene un tamaño de partículas superior a 200 micrómetros.

El portador de oxígeno usados un sólido elegido de tipo Ilmenita de una densidad de 5 000 kg/m³.

El presente ejemplo trata de la eliminación de las cenizas en el reactor de aire (zona de oxidación) de acuerdo con la presente invención de un modo tal que las cenizas eliminadas sean equivalentes en flujo másico al flujo de cenizas que entran en la unidad (que corresponden a las cenizas de la carga introducida en modo continuo), es decir, un flujo de cenizas a eliminar de 1,62 kg/s. Por hipótesis, las cenizas se eliminan únicamente al nivel de la zona S2 tal como se describe en la figura 1 y en un sistema de baja presión S4 que se asocia a la misma, a la salida de la zona S2.

Las poblaciones granulométricas de las cenizas y del material transportador de oxígeno se presentan en la tabla 2 que sigue a continuación:

Tabla 2: Granulometría de las diferentes partículas que circulan en la instalación

dpmín µm	dpmáx µm	Óxido % en peso	Cenizas % en peso
0	5	0,00	10,80
5	10	0,00	15,74
10	15	0,00	12,16
15	20	0,00	9,78
20	25	0,00	8,01
25	30	0,00	6,63
30	35	0,00	5,53
35	40	0,00	4,64
40	45	0,00	3,91
45	50	0,00	3,30
50	60	0,00	4,03
60	70	0,02	4,06
70	80	0,13	2,96
80	90	0,50	2,17
90	100	1,35	1,60
100	125	6,07	1,86
125	150	18,53	1,44
150	175	24,22	0,70
175	200	20,87	0,35
200	250	18,25	0,22
250	300	8,06	0,09

ES 2 715 295 T3

dpmín µm	dpmáx µm	Óxido % en peso	Cenizas % en peso
300	350	1,65	0,02
350	400	0,29	0,01
400	450	0,05	0,00
450	500	0,01	0,00
500	750	0,00	0,00
750	1000	0,00	0,00

Las propiedades de las partículas y las velocidades terminales de sedimentación (U_t en m/s) en función del diámetro medio de partícula (d_p en µm) para las cenizas y el material transportador de oxígeno se proporcionan en la tabla 3 que sigue a continuación.

5 Tabla 3: propiedades de las partículas y velocidades terminales de sedimentación (U_t en m/s) en función del diámetro medio de partícula (d_p en µm) para las cenizas y el material transportador de oxígeno Con pg la masa volumétrica del gas en kg/m³, pp la masa volumétrica de los sólidos en kg/m³ y µg la viscosidad del gas en Pa.s.

	Cenizas	MTO
pg	0,36	0,36
pp	2500	5000
mg	0,000048	0,000048
d_p µm	U_t	U_t
10	3,00E-03	
25	1,70E-03	
50	6,90E-03	0,138
75	0,155	0,31
100	0,276	0,54
150	0,589	1,08
200	0,94	1,67

10 Para una velocidad de gas de 0,75 m/s en la zona S2, se obtiene la eficacia de separación del orden de un 50 % con respecto a las cenizas y de un 20 % con respecto al material transportador de oxígeno (cada una de las poblaciones a las que se refiere representando diámetros medios de partículas < 150 µm).

15 Esto se traduce en un arrastre en masa de un 5,3 % del flujo másico de material transportador de oxígeno obtenido a partir del flujo (5) y en un 49,3 % en masa de las cenizas obtenidas a partir del flujo (5). Estas partículas arrastradas constituyen el flujo (7).

20 El flujo (7) a continuación pasa a un sistema de baja presión S4 con la eficacia de recuperación de sólido de un 91 % a las cenizas y de un 99,8 % para el material transportador de oxígeno.

Esta eficacia del sistema de baja presión combinado con el separador S2 se traduce en la eliminación en modo continuo por el conducto (11) de una fracción igual a un 4,44 % en masa de las cenizas obtenidas en (5) y en un 0,011 % en masa del material transportador de oxígeno.

25 Esta capacidad para eliminar las cenizas permite limitar la tasa de cenizas presentes en el lecho. Por lo tanto, a la potencia elegida, el dispositivo debe eliminar 1,67 kg/s de cenizas, lo que corresponde a un flujo másico de cenizas en el flujo (5) de 38,0 kg/s, es decir, un 3,4 % en masa del flujo total de material transportador de oxígeno y cenizas (5). Para el flujo de material transportador de oxígeno, esto se traduce en una eliminación de los finos a una amplitud de 0,114 kg/s de material transportador de oxígeno para el flujo (11) que se añaden a los 1,67 kg/s de cenizas.

30 En conclusión, se obtiene un flujo (11) rico en cenizas, con una amplitud de un 93,6 % y la tasa de cenizas en el lecho circulante se mantiene a un 3,4 % incluso limitando la eliminación de las cenizas en la zona S2 a un 50 % (es decir, con una eficacia de un 50 % con respecto a la eliminación de las cenizas).

REIVINDICACIONES

1. Método de combustión de una carga de hidrocarburo de partículas sólidas en bucle químico en el que circula un material transportador de oxígeno en forma de partículas, en el que:

- 5 - se ponen en contacto partículas de carga de hidrocarburo con las partículas de material transportador de oxígeno en una zona de reducción R0;
- se ponen en contacto partículas de material transportador de oxígeno obtenidas en la zona de reducción R0 con un flujo de gas oxidante en una zona reactiva de oxidación R1;
- 10 - se separan las cenizas volantes, los finos y las partículas de material transportador de oxígeno dentro de una mezcla obtenida en la zona R1 por elutriación en fase diluida en una zona de separación en fase diluida S2 para evacuar un efluente gaseoso (7) por un conducto de salida que comprende la mayor parte de las cenizas volantes y de los finos de material transportador de oxígeno y enviar un flujo de partículas (8) que comprende la mayor parte de las partículas de transportador de oxígeno hacia la zona de reducción R0, la fuerza motriz necesaria para la elutriación en fase diluida en S2 siendo proporcionada por el flujo de gas oxidante obtenido en la zona reactiva de oxidación R1;
- 15 - se realiza una separación profunda de las cenizas, de los finos y de las partículas de transportador de oxígeno en una zona de renovación S4 para evacuar un flujo de gas (11) que contiene la mayor parte de las cenizas y de los finos y un flujo de partículas (12) que comprende la mayor parte del material transportador de oxígeno que se envía por un conducto de transporte hacia la zona de reducción R0; y caracterizado por que:
- 20 - se realiza una separación por elutriación en fase densa en una zona de separación por elutriación en fase densa S5 situada corriente abajo de la zona de renovación S4 y fluidizada por un gas no reductor (13) que permite separar las cenizas volantes del material transportador de oxígeno en el flujo de partículas (12) para enviar un flujo de partículas (14) rico en partículas de transportador de oxígeno hacia la zona de reducción R0 y evacuar un flujo de gas rico en cenizas volantes (15).
- 25

2. Método de acuerdo con la reivindicación 1 en el que se hacen circular en bucle en la zona de oxidación R1 las partículas de transportador de oxígeno por medio de un conducto que permite el reciclaje de un flujo (10) de partículas de transportador de oxígeno sedimentadas en la fase fluidizada densa, desde el fondo de la zona de separación S2 hacia la parte baja de la zona de oxidación R1.

3. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 o 2 en el que el calor se recupera dentro de la fase fluidizada densa constituida en el fondo de la zona de separación S2 por medio de un intercambiador de calor E3.

4. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que se introduce un flujo de gas oxidante adicional (6) en la parte superior de la zona reactiva R1 con el fin de mantener una velocidad de gas en un valor comprendido entre un 30 y un 300 % de la velocidad terminal de sedimentación media de los finos de material transportador de oxígeno que tienen un diámetro comprendido entre 50 y 150 µm.

5. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que se recicla un flujo de partículas que comprende una parte de las partículas sólidas separadas en la zona de separación por elutriación en fase densa S5 hacia la zona de oxidación R1.

6. Método de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que se recupera calor en el interior de la fase fluidizada densa de la zona de separación S5 por medio de un intercambiador de calor E6.

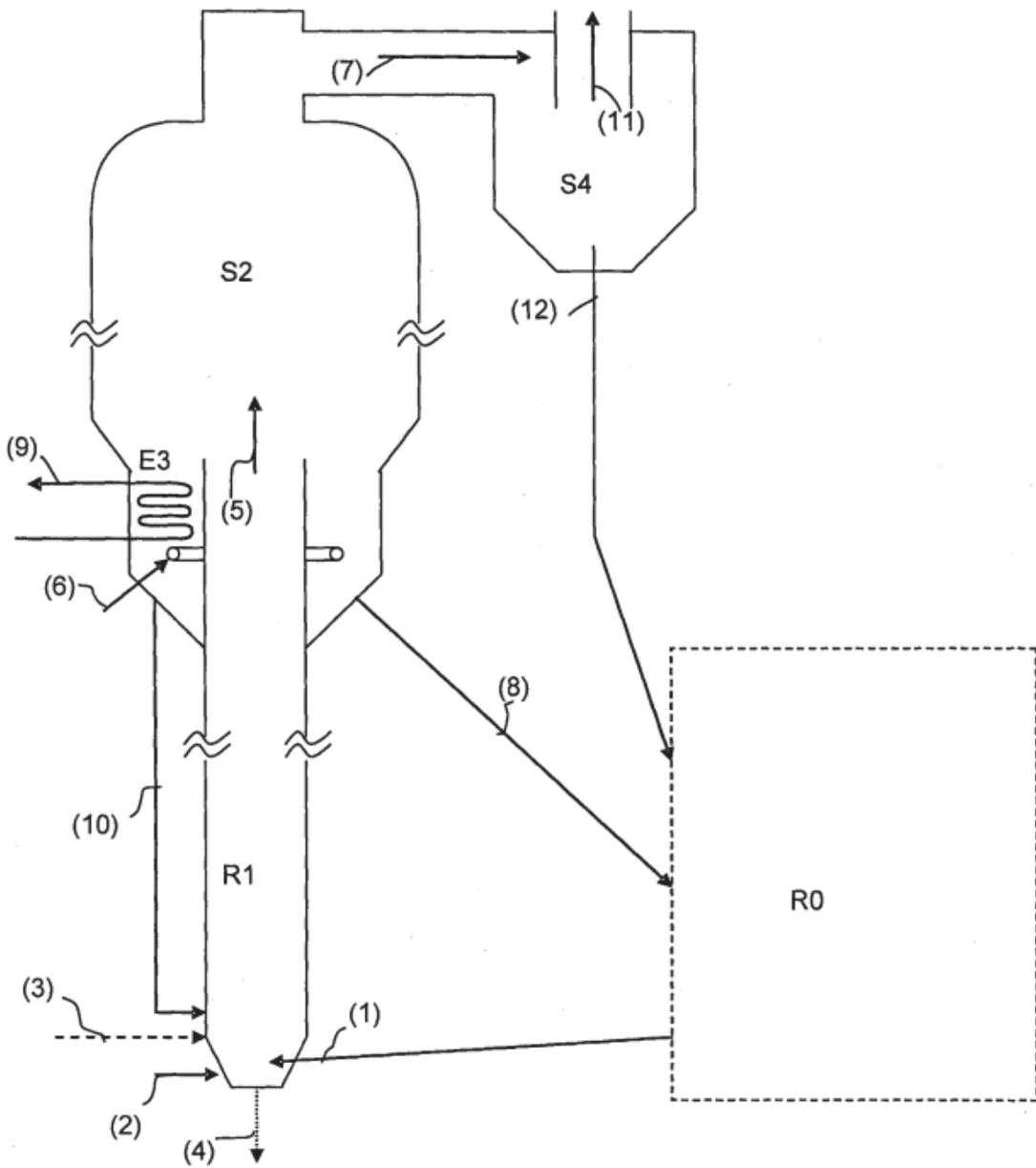


FIG. 1

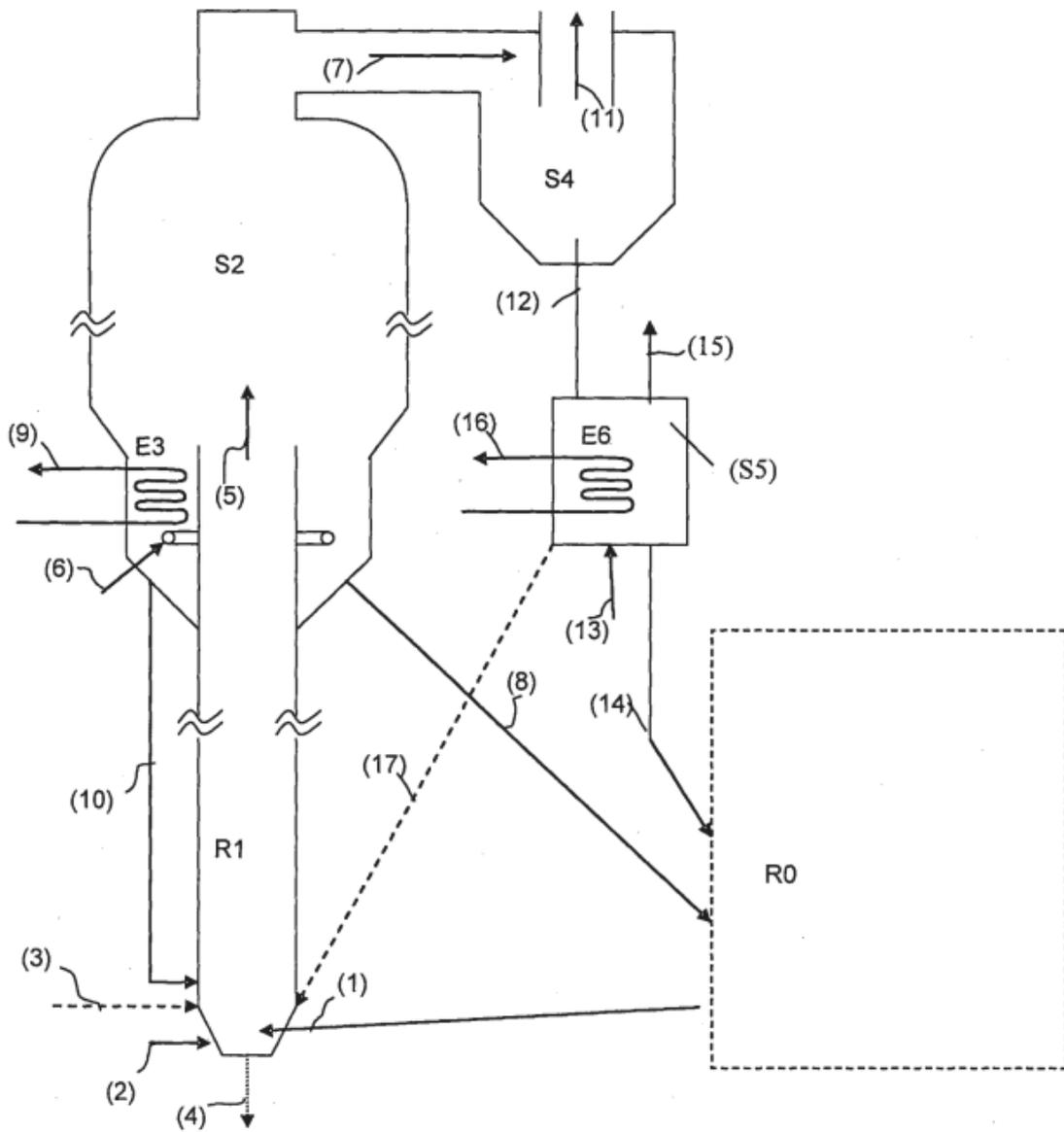


FIG. 2