

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 579 553**

51 Int. Cl.:

B01D 53/62 (2006.01)

B01D 53/83 (2006.01)

F27B 15/16 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.03.2012 E 12162734 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.03.2016 EP 2644257**

54 Título: **Reactor de carbonatación de flujo circulante con alto contenido de materiales sólidos**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
12.08.2016

73 Titular/es:

**GENERAL ELECTRIC TECHNOLOGY GMBH
(100.0%)
Brown Boveri Strasse 7
5400 Baden, CH**

72 Inventor/es:

**STALLMANN, OLAF;
BALFE, MICHAEL y
HEINZ, GERHARD**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 579 553 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

Reactor de carbonatación de flujo circulante con alto contenido de materiales sólidos

Campo del invento

5 El invento se refiere a un método para capturar dióxido de carbono CO₂ mediante una reacción de carbonización, en el que se incluye una recirculación de unas corrientes enfriadas de materiales sólidos ricos en un MeCO₃. También, el presente invento se refiere a un sistema que comprende un reactor para capturar dióxido de carbono CO₂ a partir de un gas de chimenea rico en CO₂.

Antecedentes del invento

10 La captura de dióxido de carbono CO₂ se puede realizar mediante una reacción de carbonatación en un lecho fluidizado circulante, del inglés circulating fluidized bed (con el acrónimo CFB) que usa materiales sólidos de óxidos metálicos o minerales. El óxido metálico o mineral actúa como un agente absorbente del dióxido de carbono CO₂, que es un agente sorbente sólido.

15 La reacción que tiene lugar en el reactor de carbonatación de CFB es una reacción exotérmica en donde la velocidad de reacción es dependiente ampliamente de la superficie disponible del agente sorbente sólido. Por añadidura, para satisfacer la cinética de reacción y los requisitos de equilibrio del proceso de absorción se requiere un control exacto del perfil de temperaturas. Por lo tanto, una optimización del reactor debe de considerar la liberación de calor por absorción, que es de 178 kJ/kmol para el óxido de calcio CaO que reacciona con el CO₂, la temperatura resultante y las implicaciones con respecto a la fuerza desplazadora del equilibrio y a los perfiles de concentraciones de CO₂.

20 En un reactor de carbonatación de CFB para tratar un gas de chimenea de combustión a alta presión, las fracciones de materiales sólidos son muy bajas con el fin de evitar la caída de presión, que de otro modo es considerable, y la asociada potencia de compresión de los ventiladores. El hecho de reducir los tamaños de los equipos para dichos procesos en lecho fluidizado implica unas crecientes velocidades de fluidización, que también pueden conducir a unos regímenes de funcionamiento del transporte neumático. Las resultantes fracciones bajas de material sólido son
25 caracterizadas por unos bajos coeficientes de transferencia de calor global, que, a fin de cuentas, dependen de las propiedades del gas de fluidización. Consiguientemente, los sistemas actualmente conocidos para capturar dióxido de carbono CO₂ en un reactor de carbonatación de CFB requieren unas superficies de transferencia de calor relativamente grandes, que deben de ser aplicadas internamente para retirar calor desde el sistema de reacción y evitar un aumento de la temperatura del agente sorbente de materiales sólidos hasta el punto en el que desaparezca
30 la fuerza desplazadora del equilibrio y no se produzca la reacción.

Los reactores conocidos con anterioridad retiran calor desde el reactor de carbonatación de CFB de acuerdo con la velocidad de adsorción pasando por una zona de transferencia de calor que está instalada en el reactor. Estos reactores de carbonatación de CFB incluyen unas disposiciones internas de enfriamiento, que están colocadas en
35 lugares previamente determinados y especificados. Una consecuencia de esto es que cualquier fluctuación en las condiciones de funcionamiento del proceso requiere un ajuste en el sistema de enfriamiento. Dichas fluctuaciones impredecibles son desventajosas cuando los procesos que utilizan el calor perdido del reactor de carbonatación de CFB son forzados a absorber las fluctuaciones que son debidas a un mal control del reactor de carbonatación de CFB. Consiguientemente, hay una demanda para mejorar las características de transferencia de calor del sistema, y de optimizar el método mediante el cual se realiza la transferencia de calor para reducir a fin de cuentas el área de la
40 superficie de transferencia de calor y el costo de la instalación.

Por lo demás, un cuidadoso control de la temperatura en el reactor tiene importancia para evitar unas regiones que tengan una baja temperatura y una lenta velocidad de reacción, o unas altas temperaturas y unas escasas fuerzas desplazadoras del equilibrio. En general, un mal diseño del reactor conduciría a unas dimensiones del reactor
45 mayores que las que se requerirían en caso contrario para obtener la misma velocidad de captura de dióxido de carbono CO₂.

Por ejemplo, considerando el óxido de calcio CaO como agente sorbente, y una concentración de dióxido de carbono CO₂, en el gas de chimenea rico en dióxido de carbono CO₂ remitido al reactor de carbonatación de CFB, de 12 % en volumen, se puede capturar un 90 % del dióxido de carbono CO₂ correspondiente a una presión parcial de dióxido de carbono CO₂ en equilibrio a 650 °C. Sin embargo, si se considera la correspondiente presión parcial de dióxido de carbono CO₂ en equilibrio a 700 °C, para el mismo gas de chimenea, es posible una captura máxima de solamente ~70 %.

50 El documento de solicitud de patente internacional WO 2010/052 400 A1 describe un método y un sistema de acuerdo con la parte precharacterizante de las reivindicaciones 1 y 7.

Sumario del invento

Mediante el presente invento se superan algunas de las desventajas y deficiencias de los reactores de la técnica anterior para capturar dióxido de carbono CO₂ así como para el sistema para la carbonatación. El invento proporciona un método y un sistema para capturar dióxido de carbono CO₂ a partir de un gas de chimenea rico en dióxido de carbono CO₂, en el que el área de transferencia de calor y el perfil de temperaturas se pueden controlar y ajustar de una manera flexible.

Una forma de realización del invento consiste en un método para capturar dióxido de carbono CO₂ de acuerdo con la reivindicación 1.

En una forma de realización, la corriente de materiales sólidos ricos en un óxido metálico MeO es remitida a la parte inferior del reactor de carbonatación de lecho fluidizado circulante (CFB).

De acuerdo con una forma de realización del método, la temperatura es ajustada enfriando y recirculando una primera porción de la corriente de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ al reactor de carbonatación de CFB. Preferiblemente, la primera porción es recirculada a una entrada en la parte inferior del reactor de carbonatación de CFB. Una ventaja proporcionada por esta forma de realización consiste en que el calor generado a partir de la captura de CO₂ en el reactor de carbonatación es retirado externamente desde el reactor al mismo tiempo que se obtiene un perfil de temperaturas muy estable (cercano a constante) haciendo circular una gran cantidad de la corriente de sorbente rica en un MeCO₃ con lo que se amortigua el aumento de temperatura en el tubo de subida del CFB. La retirada externa de calor es más eficiente y barata. El calor es retirado externamente en un nivel de temperaturas que típicamente está situado entre 10 y 50°C por debajo de la temperatura media en el reactor. El hecho de hacer circular menos cantidad de materiales sólidos permitirá que aumente el gradiente del perfil de temperaturas (empeorando a la fuerza desplazadora del equilibrio pero requiriendo menos potencia de los ventiladores) mientras que el hecho de efectuar la circulación de más cantidad de materiales sólidos moderará o aplanará el perfil pero requerirá unas potencias específicas aumentadas de los ventiladores. La temperatura de funcionamiento y la velocidad de circulación óptimas que se escojan deben de ser consideradas caso por caso para llevar al máximo su valor.

Una forma de realización adicional del método es aquella en la que la temperatura es ajustada enfriando y recirculando una segunda (tercera o cuarta ...) porción (cantidades más pequeñas a más bajas temperaturas, de 50°C a 200°C por debajo de la temperatura media en el reactor), de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ sólido hasta una(s) región (regiones) o lugar(es) intermedios a lo largo del perfil de alturas del reactor para controlar el aumento de temperatura en el tubo de subida, que resulta de la reacción de absorción isotérmica. Además, en esta forma de realización, el calor procedente de la captura de CO₂ en el reactor de carbonatación se retira externamente y se obtiene un perfil uniforme, al mismo tiempo que se reduce la velocidad de circulación de materiales sólidos requerida en total. El hecho de aumentar la diferencia de temperaturas entre la corriente circulante enfriada de materiales sólidos y la temperatura media del reactor disminuye la cantidad de calor que se retira desde el proceso pero permite una eficiente retirada de calor externo de una manera barata sin aumentar significativamente el consumo de potencia de los ventiladores para gases de chimenea haciendo circular menos cantidad de materiales sólidos.

En ambos casos, la temperatura del reactor es ajustada retirando calor desde una corriente circulada de materiales sólidos ricos en un MeCO₃. La corriente circulada de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ puede ser enfriada en cualquier dispositivo que está colocado corriente abajo del reactor de carbonatación de CFB, consistiendo una de tales posibilidades en enfriar a los materiales sólidos en un intercambiador de calor de lecho fluidizado que está colocado corriente abajo del dispositivo de separación de materiales sólidos.

Además, la temperatura de la porción de materiales sólidos ricos en un MeCO₃, que se añade a la parte inferior del reactor, puede ser tan alta como 10 °C por debajo de la temperatura media del reactor. Las porciones del MeCO₃ añadidas a unos lugares situados más arriba a lo largo del perfil de alturas del reactor pueden ser enfriadas a más que 200°C por debajo de la temperatura media del reactor, a través del intercambiador de calor de lecho fluidizado. Estas porciones añadidas se pueden añadir para disminuir la temperatura local del reactor mediante adición y mezcladura de materiales sólidos.

De acuerdo con otros aspectos ilustrados en el presente contexto, una forma de realización del invento es un sistema para capturar dióxido de carbono a partir de un gas de chimenea rico en dióxido de carbono CO₂ de acuerdo con la reivindicación 7.

El tubo de subida del reactor de carbonatación de CFB, y por lo tanto la disposición que transporta el material sólido hasta el dispositivo elevado de separación de materiales sólidos, que puede utilizar unos componentes internos, tales como unos dispositivos mezcladores estáticos o unos distribuidores, con el fin de mejorar la distribución radial de materiales sólidos a lo largo de la sección transversal del reactor, lo que tiene un efecto añadido de aumentar la concentración de materiales sólidos en el reactor y la resultante retención de materiales sólidos.

El control del perfil de temperaturas en el reactor de carbonatación de CFB se consigue recirculando unas corrientes de materiales sólidos. Estas corrientes recirculadas tienen el efecto de amortiguar el aumento de temperatura que se produce debido al desprendimiento de calor que tiene lugar en el reactor de carbonatación de CFB. En este caso, típicamente todas las corrientes de materiales sólidos que se remiten desde la unidad de separación son remitidas a través de un cierto tipo de intercambiador de calor, antes de ser devueltas al reactor de carbonatación de CFB.

En el caso de que el intercambio de calor se efectúe por intermedio de un intercambiador de calor de lecho fluidizado, las fluctuaciones en las condiciones del proceso pueden ser compensadas a través de unas modificaciones en las condiciones de fluidización, que a su vez influyen sobre el coeficiente de transferencia de calor, permitiendo que la temperatura por el lado de enfriamiento permanezca constante (cambiando de una manera eficaz el flujo o servicio de calor).

Opcionalmente, también se puede usar otro intercambiador de calor, típicamente un intercambiador de calor del efluente de alimentación, para transferir calor desde la corriente caliente rica en un MeCO hasta la corriente fría rica en un MeCO₃ para reducir los requisitos totales de calentamiento y enfriamiento del proceso. Este intercambiador de calor puede ser también un intercambiador de calor de lecho fluidizado.

Dependiendo de las velocidades de circulación, la interna (a lo largo del dispositivo de separación de materiales sólidos y del tubo de subida del reactor de carbonatación) y la externa (entre el dispositivo de separación situado corriente abajo del reactor de carbonatación y un sistema interno que convierte al MeCO en el MeO), la temperatura del material sólido en la corriente que sale de los respectivos intercambiadores de calor se debe de seleccionar con el fin de equilibrar el calor de reacción antes de que se la haga circular de retorno al reactor de carbonatación. Por añadidura, los lugares por donde se introducen los materiales sólidos se deben de seleccionar con el fin de asegurar un apropiado perfil de temperaturas a lo largo de la altura del reactor.

Otros objetos y otras características del presente invento serán evidentes a partir de la descripción detallada y de las reivindicaciones siguientes.

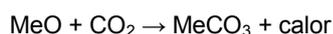
Breve descripción de los dibujos

El presente invento se describe seguidamente con más detalle haciendo referencia a los dibujos adjuntos:

La Figura 1 es una vista esquemática de un sistema para la carbonización a través de un gas de chimeneas rico en dióxido de carbono CO₂ y con un sistema de enfriamiento conectado con aquel.

Descripción detallada del invento

La reacción de carbonatación, por lo tanto la reacción entre el CO₂ en el gas de chimenea y el material sorbente, seleccionado por ejemplo entre un óxido metálico (MeO), formando un MeCO₃ de acuerdo con la siguiente ecuación de reacción.



La reacción es una reacción exotérmica que se desarrolla a una temperatura que depende del óxido metálico que se use. El hecho de controlar la temperatura es importante para asegurar un sistema de reacción eficiente que equilibre los requisitos cinéticos y de equilibrio. La captura de dióxido de carbono CO₂ puede realizarse con diferentes óxidos metálicos MeO formando unos carbonatos metálicos, por ejemplo una piedra caliza. Los óxidos metálicos pueden ser también una parte de una partícula de material sólido sintético. Los óxidos metálicos que se usan para el invento pueden ser seleccionados entre el óxido de calcio CaO, el óxido de magnesio MgO, el óxido de aluminio Al₂O₃, el óxido de zinc ZnO, el óxido de calcio y magnesio CaMgO que forma el carbonato de calcio (CaCO₃), por ejemplo en forma de calcita o aragonita; el carbonato de magnesio (MgCO₃), por ejemplo en forma de magnesita, el carbonato de aluminio (Al₂(CO₃)₃); el carbonato de zinc (ZnCO₃) o en forma del carbonato de calcio y magnesio, tal como la dolomita (CaMg(CO₃)₂), respectivamente. La lista de óxidos metálicos no es exhaustiva y la forma en la que los óxidos están presentes en las partículas de materiales sólidos no está limitada.

La reacción de carbonatación, y por lo tanto la reacción entre el CO₂ en el gas de chimenea y el óxido metálico (MeO), es una reacción exotérmica que se desarrolla a una temperatura situada típicamente entre 600 °C y 850 °C, preferiblemente en alrededor de 650 °C, cuando el óxido metálico es CaO. La carbonización es una reacción exotérmica y por lo tanto se genera calor y éste deberá ser retirado para optimizar el rendimiento, para optimizar de esta manera la porción de dióxido de carbono CO₂ que es capturada por el óxido metálico MeO.

También el perfil de temperaturas que está presente en el reactor, es decir el reactor de carbonatación de lecho fluidizado circulante, es un parámetro importante para una reacción eficiente. La energía y el calor se deben de retirar si habrá de obtenerse un perfil de temperaturas uniforme. Optimizando el perfil de temperaturas que está presente en el reactor de carbonatación, el sistema puede ser hecho más eficiente, más pequeño y menos caro.

Una optimización del reactor debe de considerar también la concentración de partículas de materiales sólidos, la fracción másica de materiales sólidos en el reactor y la presión parcial de dióxido de carbono CO_2 a lo largo de la altura del reactor. La modificación de todos los parámetros es considerada con la meta definitiva de reducir al mínimo los costos de la instalación (los costos de capital y el consumo de energía).

5 La Figura 1 es una representación esquemática del sistema 1 para capturar dióxido de carbono CO_2 a partir de un gas de chimenea rico en dióxido de carbono por carbonización. El sistema comprende un reactor de carbonatación de lecho fluidizado circulante (CFB) 10, en el que tiene lugar la mayor parte de la carbonatación.

10 En el reactor de carbonatación 10 de CFB, se realiza la reacción entre el CO_2 presente en el gas de chimenea y el óxido metálico MeO sólido que se alimenta al reactor. El reactor es de un tipo denominado de lecho fluidizado circulante, en el que las partículas sólidas son fluidizadas conjuntamente con el gas de chimenea. El gas de chimenea es introducido en el fondo del reactor a través del conducto 14 y los materiales sólidos ricos en el óxido metálico MeO se remiten a través de la tubería 13 al reactor de carbonatación 10 de CFB.

15 El perfil de temperaturas dentro del reactor varía dependiendo de la reacción exotérmica. Debido a la reacción que tiene lugar, el desprendimiento de calor se deberá controlar y ajustar. En un sistema optimizado el perfil de temperaturas de funcionamiento deberá estar suficientemente alejado por debajo de la correspondiente temperatura del equilibrio (de acuerdo con el perfil de concentraciones de CO_2) de manera tal que no se obstaculice ni decelere la velocidad de reacción global.

20 Después de la reacción en el reactor de carbonatación 10 de CFB, una corriente rica en el carbonato metálico MeCO_3 , que es arrastrada en el gas de chimenea, se remite desde el reactor de carbonatación 10 de CFB a través de una tubería 15 hasta un dispositivo de separación 30. (El CO_2 remanente en el gas de chimenea puede ser sometido a una reacción residual en el dispositivo de separación de materiales sólidos, pero ésta es pequeña en comparación con la que se realiza en el reactor de carbonatación 10 de CFB. Por lo tanto, la temperatura de esta corriente está próxima a la temperatura de salida desde el reactor y es mantenida preferiblemente en alrededor de $650\text{ }^\circ\text{C}$ cuando el carbonato metálico es el carbonato de calcio CaCO_3).

25 El dispositivo de separación 30 separa a un gas de chimenea pobre en CO_2 desde la corriente de partículas sólidas ricas en MeCO_3 y de cualquier cantidad de óxido metálico MeO que no haya reaccionado. El dispositivo de separación 30 puede ser externo con respecto al reactor de carbonatación 10 de CFB (como se muestra), por ejemplo, un ciclón, pero puede también ser un dispositivo que está integrado parcialmente dentro del reactor de carbonatación 10 de CFB que actúa para disminuir el arrastre de partículas. También es posible usar una combinación de ambos tipos de dispositivos, el interno y el externo. El gas de chimenea limpiado es remitido a un dispositivo enfriador del gas de chimenea por intermedio de la salida 35. El material sólido remanente, rico en MeCO_3 , es remitido a través de la tubería 16 desde el dispositivo de separación 30. Un dispositivo 50 disocia a la corriente en varias partes, éste puede ser un tipo de cierre hermético en bucle de materiales sólidos.

35 Los materiales sólidos separados en el dispositivo de separación 30 comprenden el carbonato metálico MeCO_3 como la parte principal, y en el presente contexto se designan como una "corriente rica en un MeCO_3 ". Cuando se considera el óxido de calcio CaO como el óxido metálico para capturar el dióxido de carbono CO_2 la corriente tiene una temperatura de aproximadamente $650\text{ }^\circ\text{C}$, cuando se remite desde el dispositivo de separación 30, por intermedio de la tubería 16, a un lugar de disociación 50 en el que la corriente es dividida en dos o más porciones, o corrientes (mostradas por las corrientes 51, 53 y 18).

40 Una porción de materiales sólidos procedente del dispositivo de separación 30 deberá ser remitida al intercambiador de calor de lecho fluidizado 20. Los materiales sólidos presentes en este intercambiador de calor de lecho fluidizado 20 son fluidizados por un gas fluidizante que se remite dentro del intercambiador de calor de lecho fluidizado 20 por intermedio del conducto 58, y que sale del intercambiador de calor a través del conducto 81. El intercambiador de calor de lecho fluidizado 20 es alimentado con un gas fluidizante, este gas fluidizante, en el conducto 58, puede ser
45 aire comprimido o un gas de chimenea o vapor de agua comprimido. La corriente rica en un carbonato metálico MeCO_3 puede entonces ser disociada en múltiples corrientes, esto es dos o más corrientes, y devuelta a diferentes lugares en el reactor. La corriente rica en un carbonato metálico MeCO_3 sólido que entra en el intercambiador de calor 20 tiene una temperatura de aproximadamente $650\text{ }^\circ\text{C}$. Dependiendo de la velocidad de circulación de materiales sólidos, la temperatura de la corriente de materiales sólidos que sale del intercambiador de calor de lecho
50 fluidizado 20 debe ser seleccionada para equilibrar el calor de reacción antes de ser hecha circular de retorno al reactor. El lugar en donde los materiales sólidos son retirados desde el intercambiador se puede usar para influir sobre la temperatura de la corriente y el lugar en donde los materiales sólidos son introducidos en el reactor deberá ser seleccionado con el fin de asegurar un apropiado perfil de temperaturas a lo largo de la altura del reactor. El reactor de carbonatación 10 de CFB puede usar unos dispositivos internos para mejorar la distribución de los
55 materiales sólidos y de esta manera el intercambio de calor y el perfil de temperaturas.

El intercambiador de calor de lecho fluidizado 20 puede ser una unidad o puede ser varias unidades que funcionan en paralelo a diferentes temperaturas. O bien la corriente 51 es enfriada antes de la disociación (como se muestra) o

5 bien la corriente 51 es disociada antes de enfriar. En cualquier caso las corrientes más frías de materiales sólidos que se remiten desde el intercambiador de calor de lecho fluidizado 20 se recirculan al reactor de carbonatación 10 de CFB en una posición apropiada con el fin de mejorar el perfil de temperaturas. La corriente 54 entra cerca del fondo, la corriente 55 lo hace cerca de la sección central del tubo de subida y la corriente 56 lo hace cerca de la parte superior del tubo de subida, como se muestra.

10 Otra porción de la corriente 16 puede ser desviada al reactor de carbonatación 10 de CFB, a través de la tubería 53. La desviación se usa para controlar la temperatura del lecho inferior con el fin de evitar unas considerables caídas de la temperatura de entrada durante los trastornos o la puesta en marcha de la instalación. Esta porción tiene típicamente una temperatura de aproximadamente 650 °C, pero durante la puesta en marcha puede también ser algo más fría.

Las corrientes primera 51 y segunda 53, como se han descrito más arriba, se recirculan a la reacción de carbonatación que tiene lugar en el reactor de carbonatación 10 de CFB. La posición de las entradas, junto con la temperatura y el caudal másico de las corrientes 56, 55 o 54, se pueden ajustar con el fin de optimizar el perfil de temperaturas en el reactor.

15 Opcionalmente, un intercambiador de calor de lecho fluidizado 20 puede ser disociado en unidades paralelas, de manera tal que la corriente 52 de materiales sólidos, obtenida después del enfriamiento puede ser disociada en múltiples corrientes que circulan en paralelo a diversas temperaturas, aquí mostradas por las dos corrientes 54, 55, 56. Una porción de la corriente de materiales sólidos 52 entra en el reactor de carbonatación 10 de CFB a través de la tubería 55. Otra porción de los materiales sólidos 52 entra a través de la tubería 56. Otra porción de los materiales sólidos puede ser elevada/transportada a un nivel más alto en el perfil de alturas del reactor mediante un apropiado dispositivo 59, por ejemplo un dispositivo de tornillo sinfín para un material sólido, o un transporte neumático que usa aire comprimido, un gas de chimenea comprimido o vapor de agua comprimido como medio de transporte.

25 Desde el lugar de disociación, el dispositivo de disociación 50, una porción de la corriente 16 de materiales sólidos ricos en CaCO_3 ha de ser remitida también a través de la tubería 18. Los materiales sólidos tienen preferiblemente una temperatura de alrededor de 650 °C. Esta tercera corriente se remite desde el lugar de disociación 50 a través de la tubería 18 para su tratamiento ulterior en un sistema separado. La corriente rica en carbonato metálico MeCO_3 se puede remitir, por ejemplo, a una unidad para la descarbonización (no mostrada) con el fin de convertir a un carbonato metálico MeCO_3 en un óxido metálico y dióxido de carbono CO_2 . Esta reacción o este proceso ($\text{MeCO}_3 + \text{calor} \rightarrow \text{MeO} + \text{CO}_2$) se puede denominar también calcinación.

30 El sistema 1 es integrado conjuntamente con un sistema para la descarbonización de un MeCO_3 para dar un MeO , un proceso que se denomina también calcinación, y por lo tanto un sistema en el que el CO_2 se libera desde el carbonato metálico que abandona los materiales sólidos remanentes ricos en un óxido metálico MeO . Los materiales sólidos ricos en MeO se alimentan al sistema 1 a través de la tubería 11 dentro del reactor de carbonatación 10 de CFB.

35 Opcionalmente, la corriente rica en MeO que se remite desde el proceso de calcinación puede ser enfriada en un intercambiador de calor de lecho fluidizado 70 del efluente de alimentación, o en un dispositivo enfriador 60 de lecho fluidizado, o en un sistema que incluye a ambos.

40 Opcionalmente, también la corriente 18 puede ser alimentada a un intercambiador de calor 70 del efluente de alimentación para transferir calor desde el producto caliente de MeO hasta el MeCO_3 frío, reduciendo los requisitos totales de calentamiento y enfriamiento del proceso. Aquí, el carbonato metálico es calentado por una corriente en contracorriente de un óxido metálico MeO que entra en la unidad 70 a través de la tubería 11. El MeCO_3 frío es remitido a través de la tubería 19 para ser tratado ulteriormente en un sistema separado (no mostrado). La corriente 12 rica en MeO , enfriada, se remite a un segundo intercambiador de calor, que reduce aun más la temperatura antes de entrar en el reactor de carbonatación 10 de CFB a través de la tubería 13. La corriente rica en un óxido metálico MeO que retorna desde el proceso de calcinación, puede ser enfriada adicionalmente mediante el intercambiador de calor de lecho fluidizado 60 en paralelo con la unidad 20. Opcionalmente, la corriente 12 puede ser alimentada directamente a la unidad 20 y enfriada antes de la redistribución a través de la corriente 52 al reactor de carbonatación 10 de CFB (que no se muestra en la figura).

50 El intercambiador de calor 60 puede ser un intercambiador de calor de lecho fluidizado en cuyo caso el gas fluidizante (gas de chimenea o corriente de aire) se alimenta a través del conducto 62 y sale por la unidad 60 a través del conducto 82. El calor retirado a través de la unidad 20 y de la unidad 60 se puede usar para generar vapor de agua, las corrientes de calor se indican esquemáticamente como corrientes número 61 y 63.

55 Aunque el invento ha sido descrito con referencia a diversas formas de realización ilustrativas, deberá de entenderse por los expertos en la especialidad que pueden hacerse diversos cambios, y que unos equivalentes pueden sustituir a ciertos elementos de las mismas sin apartarse del alcance del invento. Por añadidura, pueden hacerse muchas

modificaciones para adaptar una situación o un material particular a las enseñanzas del invento, sin apartarse del alcance esencial del mismo. Por lo tanto, se tiene la intención de que el invento no esté limitado a la forma de realización particular que se divulga como el mejor modo considerado para llevar a cabo este invento, pero que el invento incluirá todas las formas de realización que caigan dentro del alcance de las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un método para capturar dióxido de carbono CO₂ por carbonatación en un reactor de carbonatación (10) de lecho fluidizado circulante (CFB), que comprende las etapas de:
- 5 - remitir una corriente rica en un óxido metálico MeO (13) a un reactor de carbonatación (10) de lecho fluidizado circulante (CFB);
 - remitir una corriente gaseosa (14) rica en dióxido de carbono CO₂ a dicho reactor de carbonatación (10) de CFB;
 - capturar dióxido de carbono CO₂ haciendo reaccionar el dióxido de carbono CO₂ con un óxido metálico MeO, formando un carbonato metálico MeCO₃;
 - 10 - separar el carbonato metálico MeCO₃ desde el gas de chimenea en un dispositivo de separación (30);
 - recoger una corriente de materiales sólidos ricos en un carbonato metálico MeCO₃ desde el dispositivo de separación (30);
 - subsiguientemente enfriar y dividir o dividir y enfriar a dicha corriente de materiales sólidos ricos en un carbonato metálico MeCO₃ en dos o más corrientes sólidas enfriadas, formando dos o más porciones;
 - 15 - ajustar el perfil de temperaturas de dicho reactor de carbonatación (10) de CFB por adición de unas porciones enfriadas de dicha corriente de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ al reactor de carbonatación (10) de CFB en diversos lugares posibles con el fin de optimizar el perfil de temperaturas para las finalidades de captura de CO₂.
2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la temperatura del reactor es ajustada recirculando una primera porción de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ enfriados a la parte inferior del reactor de carbonatación (10) de CFB.
3. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 y 2, en el que la temperatura del reactor de carbonatación (10) de CFB es ajustada ulteriormente a recirculando una segunda porción de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ enfriados a una entrada situada en la región intermedia del perfil de alturas del reactor de carbonatación (10) de CFB.
- 25 4. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 hasta 3, en el que la temperatura del reactor es ajustada ulteriormente recirculando una tercera porción de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ enfriados a una entrada situada en la región superior a lo largo del perfil de alturas del reactor de carbonatación (10) de CFB usando un dispositivo (59) para ayudar al transporte de materiales sólidos.
- 30 5. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la corriente de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ es enfriada mediante un dispositivo intercambiador de calor de lecho fluidizado (20) que está situado corriente abajo del reactor de carbonatación (10) de CFB.
- 35 6. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la temperatura de las porciones primera, segunda o tercera de la corriente de materiales sólidos ricos en un MeCO₃ está situada entre 1 y 100 °C por debajo de la temperatura que corresponde a la presión parcial en equilibrio objetivo por encima de los materiales sólidos en el efluente del reactor, preferiblemente la temperatura está situada entre 10 - 50 °C por debajo de la temperatura que corresponde a la presión parcial en equilibrio objetivo por encima de los materiales sólidos en el efluente del reactor.
7. Un sistema (1) para capturar dióxido de carbono a partir de una corriente de gas de chimenea rica en dióxido de carbono CO₂ en la que el sistema comprende:
- 40 - un reactor de carbonatación (10) de lecho fluidizado circulante (CFB) para capturar el dióxido de carbono presente en el gas de chimenea mediante una reacción de carbonatación;
 - una tubería (13) para remitir la corriente de MeO al reactor de carbonatación (10) de CFB;
 - una tubería (14) para remitir la corriente de gas de chimenea rico en dióxido de carbono CO₂ al reactor de carbonatación (10) de CFB;
 - 45 - un dispositivo de separación (30) situado corriente abajo del reactor de carbonatación (10) de CFB para separar el gas de chimenea desde la corriente rica en un MeCO₃;
 - un dispositivo de disociación (50) para dividir las corrientes ricas en un MeCO₃ en dos o más porciones situadas corriente abajo del dispositivo de separación (30);
 - un intercambiador de calor de lecho fluidizado (20) para enfriar a la corriente rica en MeCO₃ antes de la redistribución al reactor de carbonatación (10) de CFB;
 - 50 - una tubería (51) para recircular una primer porción de la corriente rica en MeCO₃ al reactor de carbonatación (10) de CFB;
- caracterizado por comprender además unas tuberías (52, 56, 55, 54) para añadir las porciones enfriadas de dicho MeCO₃ al reactor de carbonatación (10) de CFB en diversos lugares posibles del mismo, con el fin de optimizar el perfil de temperaturas con finalidades de captura del CO₂.
- 55 8. Un sistema de acuerdo con la reivindicación 7, que comprende además una tubería (53) para desviar una porción de la corriente rica en un MeCO₃ al reactor de carbonatación (10) de CFB para ajustar los trastornos del proceso o las condiciones de puesta en marcha del proceso.

9. Un sistema de acuerdo con la reivindicación 7 u 8, que comprende además un intercambiador de calor (60) para enfriar adicionalmente a los materiales sólidos ricos en MeO calientes que se remiten a través de una tubería (12) a partir de un sistema de calcinación.

5 10. Un sistema de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 7 u 8, que comprende además un intercambiador de calor (70) para recuperar calor desde la corriente caliente de materiales sólidos ricos en MeO que se remite a través de una tubería (11) desde un sistema de calcinación.

11. Un sistema de acuerdo con la reivindicación 7, en el que las tuberías (53, 54) para añadir las porciones enfriadas de dicho MeCO_3 al reactor de carbonatación (10) de CFB, están colocadas para la recirculación de las corrientes ricas en MeCO_3 en una parte inferior o intermedia del reactor de carbonatación (10) de CFB.

10

