

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 961 349**

51 Int. Cl.:

C01F 5/14 (2006.01)

B01D 53/73 (2006.01)

C01F 5/22 (2006.01)

B01D 53/14 (2006.01)

B01D 53/96 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.02.2016** **PCT/US2016/019164**

87 Fecha y número de publicación internacional: **01.09.2016** **WO16138016**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.02.2016** **E 16756203 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **02.08.2023** **EP 3261991**

54 Título: **Captura de dióxido de carbono con hidróxido de magnesio y regeneración de hidróxido de magnesio**

30 Prioridad:

23.02.2015 US 201562119633 P

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
11.03.2024

73 Titular/es:

CARBONFREE CHEMICALS HOLDINGS, LLC
(100.0%)
11839 Nacogdoches Road
San Antonio TX 78217, US

72 Inventor/es:

JONES, JOE y
YABLONSKY, AL

74 Agente/Representante:

SUGRAÑES, S.L.P.

ES 2 961 349 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

Captura de dióxido de carbono con hidróxido de magnesio y regeneración de hidróxido de magnesio

5 **REFERENCIA CRUZADA A SOLICITUDES RELACIONADAS**

Esta solicitud reivindica el beneficio de prioridad de la Solicitud de Patente Provisional de EE. UU n.º 62/119.633, presentada el 23 de febrero de 2015.

10 **A. Campo de la invención**

La invención se refiere, en general, a métodos relacionados con la regeneración de hidróxido de magnesio a partir de haluro de magnesio.

15 **B. Antecedentes**

La preocupación nacional e internacional se ha centrado cada vez más en la emisión de CO₂ al aire. En particular, la atención se ha centrado en el efecto de este gas en la retención de calor solar en la atmósfera, produciendo el "efecto invernadero." Aunque hay cierto debate sobre la magnitud del efecto, todos estarían de acuerdo en que hay un beneficio para eliminar el CO₂ (y otros productos químicos) de las fuentes de emisiones puntuales, especialmente si el coste para hacerlo fuera suficientemente pequeño.

A pesar de los años de desarrollo, la tarea de crear un proceso comercialmente viable, sensible al medio ambiente, para eliminar el dióxido de carbono de una fuente de emisión ha resultado ser difícil. Las metodologías hasta la fecha no han sido totalmente satisfactorias a este respecto, y existe una necesidad significativa de las técnicas descritas y reivindicadas en esta divulgación.

El documento US2013202516 divulga la captura de dióxido de carbono que comprende: (a) hacer reaccionar cloruro de magnesio o su hidrato con agua en una primera mezcla; (b) hacer reaccionar hidróxido de cloruro de magnesio con una cantidad de agua y una cantidad de cloruro de magnesio en una segunda mezcla; (c) mezclar hidróxido de magnesio del producto de la primera etapa (b) con cloruro de calcio o su hidrato y dióxido de carbono producido en una tercera mezcla; y (d) separar carbonato de calcio de la tercera mezcla de producto.

35 **SUMARIO**

A lo largo de la siguiente divulgación, el uso de los términos "sistema" y "dispositivo" se considera no inventivo, la presente invención se refiere a un método para regenerar Mg(OH)₂ y reducir la cantidad de CO₂ contenido en una corriente de gas. A continuación se describe un sistema configurado para regenerar Mg(OH)₂ y reducir la cantidad de CO₂ contenido en una corriente de gas a través del consumo de Mg(OH)₂. El sistema puede comprender un primer reactor de descomposición configurado para hacer reaccionar el material que contiene MgCl₂ con vapor para formar productos del primer reactor que comprenden Mg(OH)Cl y HCl; un segundo reactor de descomposición configurado para hacer reaccionar Mg(OH)Cl del primer reactor de descomposición con vapor para formar HCl y productos que contienen magnesio que comprenden principalmente Mg(OH)₂; y un primer reactor de absorción configurado para formar una mezcla que comprende Mg(OH)₂ del segundo reactor de descomposición, CO₂, CaCl₂ y vapor para formar productos que comprenden MgCl₂ y CaCO₃. El material que contiene MgCl₂ alimentado al primer reactor de descomposición puede comprender una relación molar de agua a MgCl₂ menor que aproximadamente 2,5:1. El sistema puede comprender además una línea de alimentación gaseosa configurada para pasar un flujo de salida gaseoso desde el segundo reactor de descomposición al primer reactor de descomposición, donde el flujo de salida gaseoso comprende HCl y vapor. El sistema puede comprender además un segundo reactor de absorción, en donde el primer reactor de absorción está configurado para mezclar Mg(OH)₂ del segundo reactor de descomposición con CO₂ contenido en la corriente de gas y formar MgCO₃ y H₂O y en donde el segundo reactor de absorción está configurado para mezclar el MgCO₃ del primer reactor de absorción con CaCl₂ y formar CaCO₃ y MgCl₂. Los primeros productos del reactor de absorción pueden estar en una fase líquida y una fase sólida, y la fase líquida es al menos un 50 % en peso de MgCl₂. El primer reactor de absorción (o el segundo reactor de absorción, si está presente) puede contener una fase líquida que comprende una relación de agua a MgCl₂ inferior a aproximadamente 4,5:1 o aproximadamente 4 a 1. Una porción principal de MgCl₂ en la fase líquida que sale de un reactor de absorción puede estar en forma de tetrahidrato de MgCl₂. El sistema puede comprender además un separador de líquido sólido configurado para separar al menos una porción del CaCO₃ de la fase líquida. El sistema puede incluir una secadora configurada para eliminar una porción del agua de la fase líquida de modo que la relación de agua a MgCl₂ sea de aproximadamente 2 a 1. Puede utilizarse un sistema de recuperación de calor residual y transferencia de calor para proporcionar el calor necesario para mantener las condiciones de reacción para cada módulo del sistema.

La presente invención es un método de regeneración de Mg(OH)₂ en un proceso que reduce la cantidad de CO₂ contenido en una corriente de gas, que comprende

(a) hacer reaccionar material que contiene MgCl₂ con vapor en una primera mezcla, preferentemente a una

temperatura de aproximadamente 250 °C a aproximadamente 350 °C para formar productos de la etapa (a) que comprenden $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$, preferentemente en una cantidad mayor que un 90 % en peso, y HCl , donde el material que contiene MgCl_2 comprende una relación agua a MgCl_2 de menos de aproximadamente 2,5:1;

- 5 (b) hacer reaccionar $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ con vapor en una segunda mezcla, preferentemente a una temperatura de aproximadamente 350 °C a aproximadamente 500 °C, para formar productos de la etapa (b) que comprenden HCl y productos que contienen magnesio que comprenden principalmente $\text{Mg}(\text{OH})_2$; y

- 10 (c) hacer reaccionar $\text{Mg}(\text{OH})_2$ con CO_2 , CaCl_2 y vapor, preferentemente a una temperatura de aproximadamente 140 °C a aproximadamente 220 °C, para formar productos de la etapa (c) que comprenden MgCl_2 y CaCO_3 , comprendiendo preferentemente dicha etapa mezclar $\text{Mg}(\text{OH})_2$ de la etapa (b) con CO_2 contenido en la corriente gaseosa en una tercera mezcla para formar productos de la primera etapa (c) que comprenden MgCO_3 y H_2O y mezclar el MgCO_3 de los productos de la primera etapa (c) con CaCl_2 en una cuarta mezcla, preferentemente con una relación de agua a MgCl_2 de aproximadamente 4 a 1, para formar productos de la segunda etapa (c) que comprenden CaCO_3 y MgCl_2 .

- 15 El método de acuerdo con la presente invención puede comprender además pasar un flujo gaseoso que comprende HCl y vapor desde la etapa (b) (la segunda mezcla) a la reacción de la etapa (a) (la primera mezcla) para que reaccione con el material que contiene MgCl_2 . De acuerdo con una realización preferida, el producto de reacción de MgCl_2 de la etapa (c) está presente en una fase líquida con al menos un 50 % en peso de MgCl_2 . El método puede comprender además la etapa o etapas de separar al menos una porción del CaCO_3 y una porción del agua desde los productos de la segunda etapa (c) de manera que, en el producto restante, la relación de agua a MgCl_2 sea de aproximadamente 2 a 1. El producto de la primera etapa (a) puede comprender más del 90 % en peso de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. El producto de la primera etapa (b) puede comprender más del 90 % en peso de $\text{Mg}(\text{OH})_2$. El método puede comprender recuperar calor residual de una corriente de gas y transferirlo a la primera mezcla, la segunda mezcla y/o el producto restante que comprende dihidrato de MgCl_2 . Al recuperar y transferir el calor residual, se pueden usar tres o más bucles de calentamiento.

- Otro aspecto de la presente divulgación es un método para producir hidróxido de magnesio a partir de material que contiene cloruro de magnesio que comprende: una primera etapa que comprende las etapas de introducir dicho material en un primer reactor, hacer pasar una mezcla de vapor al primer reactor con el material que contiene cloruro de magnesio a una temperatura aproximada de 250 a 400 °C, para formar hidroxiclورو de magnesio y HCl , una segunda etapa de transportar el hidroxiclورو de magnesio en un segundo reactor, introducir con ello vapor para formar hidróxido de magnesio y HCl , donde el material que contiene cloruro de magnesio comprende una relación de agua a cloruro de magnesio de aproximadamente 2:1. Una porción de una mezcla de vapor que sale del segundo reactor puede ser la mezcla de vapor introducida en el primer reactor. Al menos una parte del HCl sale del segundo reactor en la mezcla de vapor que posteriormente pasa a través del primer reactor. El material que contiene cloruro de magnesio puede comprender sustancialmente dihidrato de cloruro de magnesio. El calor residual se puede utilizar para proporcionar el calor necesario para formar el $\text{Mg}(\text{OH})_2$.

- 40 Los términos “uno/una” y “un” se definen como uno o más a menos que esta divulgación explícitamente requiera otra cosa.

- Los términos “sustancialmente”, “aproximadamente” y “alrededor de” pueden sustituirse por “dentro de [un porcentaje] de” lo que se especifica, donde el porcentaje incluye un 0,1, 1, 5 y 10 por ciento.

- 45 Los términos “comprender” (y cualquier forma de comprender, tal como “comprende” y “que comprende”), “tener” (y cualquier forma de tener, tal como “tiene” y “que tiene”), “incluir” (y cualquier forma de incluir, tal como “incluye” y “que incluye”) y “contener” (y cualquier forma de contener, tal como “contiene” y “que contiene”) son verbos de enlace abiertos. Como resultado, cualquiera de los presentes métodos que “comprenden”, “tienen”, “incluyen” o “contienen” uno o más elementos posee esos uno o más elementos, pero no está limitado a poseer solamente esos uno o más elementos. Igualmente, un elemento de un método que “comprende”, “tiene”, “incluye” o “contiene” una o más características, posee esas una o más características, pero no se limita a poseer solamente esas una o más características. Además, los términos tales como “primero” y “segundo” se utilizan únicamente para diferenciar estructuras o características, y no para limitar las diferentes estructuras o características a un orden particular.

- 55 Adicionalmente, una estructura que es capaz de realizar una función o que está configurada de cierta manera es capaz o está configurada al menos de esa manera, pero también puede ser capaz o estar configurada de formas que no se indican.

- 60 La característica o características de una realización se pueden aplicar a otras realizaciones, aunque no se describan o ilustren, a menos que esté expresamente prohibido por esta divulgación o la naturaleza de las realizaciones.

- Cualquiera de los presentes métodos puede consistir o consistir esencialmente en, en lugar de comprender/incluir/contener/tener, cualquiera de los elementos y/o características y/o etapas descritos.

- 65 A continuación se presentan detalles asociados con las realizaciones descritas anteriormente y otros.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Los siguientes dibujos ilustran a modo de ejemplo y no de limitación. Para mayor brevedad y claridad, cada característica de una estructura dada puede no ser etiquetada en cada figura en la que aparece esa estructura. Los números de referencia idénticos no indican necesariamente una estructura idéntica. Más bien, se puede usar el mismo número de referencia para indicar una característica similar o una característica con funcionalidad similar, al igual que números de referencia no idénticos.

La **FIGURA 1** es un diagrama de flujo de proceso simplificado de acuerdo con algunas realizaciones de los procesos proporcionados en el presente documento.

La **FIGURA 2** es un diagrama de flujo de proceso simplificado de acuerdo con algunas realizaciones de los procesos proporcionados en el presente documento.

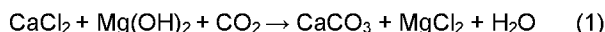
La **FIGURA 3** es un diagrama de flujo de proceso simplificado de acuerdo con algunas realizaciones de los procesos proporcionados en el presente documento.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

Haciendo referencia a la FIGURA 1, mostrada en el presente documento y designada por el número de referencia 100, es una primera realización de un sistema configurado (no inventivo) para retirarse de una corriente gaseosa utilizando $\text{Mg}(\text{OH})_2$ y regenerar el $\text{Mg}(\text{OH})_2$. El sistema 100 está configurado para absorber dióxido de carbono de una corriente de gas 2 y regenerar al menos uno de los reactivos, por ejemplo, hidróxido de magnesio, utilizado en el proceso de absorción. El sistema 100 comprende un reactor de absorción 10 configurado para absorber CO_2 de una corriente gaseosa; un separador de sólido-líquido 20 configurado para separar los sólidos de carbonato del cloruro de magnesio acuoso; una secadora 30 configurada para eliminar una porción de agua del cloruro de magnesio acuoso formando sólidos de cloruro de magnesio; un primer reactor de descomposición 40 configurado para convertir el cloruro de magnesio en hidroxiclорuro de magnesio, y un segundo reactor de descomposición 45 configurado para convertir el hidroxiclорuro de magnesio en hidróxido de magnesio. También se ilustra en el sistema 100 una pluralidad de calentadores y sistemas de fluido de calentamiento para elevar las temperaturas de los diferentes reactivos.

Antes de tratar la corriente 2 de gas que contiene dióxido de carbono, puede reducirse la temperatura de la corriente 2 de gas. En el caso de una corriente de gas caliente (por ejemplo, escape de turbina de gas), la corriente de gas 2 puede proporcionar calor de proceso que se transfiere a diferentes unidades del sistema. El calor del proceso puede transferirse a una o más de las calderas, precalentadores, reactores o secadoras 30 del sistema. Por ejemplo, en la realización mostrada, el calor del proceso puede transferirse a un fluido de calentamiento de reciclaje tal como un sistema de aceite caliente configurado para proporcionar calentamiento indirecto al reactor de descomposición. El calor del proceso se puede utilizar también para calentar una caldera configurada para generar vapor sobrecalentado para la inyección directa de vapor en el reactor de descomposición. Puede configurarse un segundo fluido de calentamiento de reciclaje, tal como un segundo sistema de aceite caliente, para proporcionar calentamiento indirecto a la secadora 30 para eliminar el agua del material de partida que contiene MgCl_2 .

Después de que se ha eliminado el calor de la corriente de gas 2, la corriente de gas 2 entra en el reactor de absorción 10 configurado para hacer reaccionar el CO_2 con CaCl_2 y $\text{Mg}(\text{OH})_2$ con las siguientes reacciones generales:



El reactor 10 puede configurarse para recibir la alimentación 3 de CaCl_2 , la corriente de gas 2 y una alimentación de $\text{Mg}(\text{OH})_2$. El reactor de absorción 10 puede estar configurado para funcionar a temperaturas superiores a 165 °C, tales como entre aproximadamente 170 y 250 °C. La temperatura de funcionamiento del reactor 10 puede ser de al menos 170, 175, 180, 185, 190, 195, 200, 210, 220, 230 o 240 °C. La temperatura de funcionamiento del reactor 10 puede estar entre 175 y 185 °C. Para mantener una temperatura por encima de la temperatura de funcionamiento, el reactor 10 puede configurarse de forma similar a una columna de destilación, con un reflujo de agua que entra en la parte superior de la columna y una entrada de calor en el fondo de la columna para mantener un producto líquido en el fondo a la temperatura de funcionamiento, tal como de aproximadamente 175 °C.

Los reactivos se pueden precalentar hasta la temperatura de funcionamiento antes de introducirlos en el reactor de absorción 10. Por ejemplo, se precalienta una alimentación de cloruro de calcio 3 en el calentador 60 antes de añadirla al reactor de absorción 10. Una alimentación de agua 4 también se puede precalentar en el calentador 61. Como la reacción de CO_2 con hidróxido es exotérmica, el calor puede eliminarse del reactor 10 para mantener la temperatura de funcionamiento. Un bucle de fluido de calentamiento circulante (no mostrado) puede configurarse para transferir calor del reactor 10 a la alimentación de CaCl_2 5, tal como a través del calentador 60. De forma similar, un bucle de fluido de calentamiento circulante separado (no mostrado) puede configurarse para transferir calor del reactor 10 a la alimentación de agua 4, tal como a través del calentador 61. A modo de ejemplo, se pueden necesitar aproximadamente 18,46 MW (63 MMBtu/h) de calor de proceso (tal como del reactor 10) para calentar 0,76 kmol/h

(1.679 lb*mol/h) de sólidos de $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ de 25 °C a 175 °C y fundir los sólidos en su punto de fusión de 175 °C, y para calentar 0,76 kmol/h (1.679 lb*mol/h) de agua de 25 °C a 100 °C, vaporizar el agua y sobrecalentar el vapor a 175 °C.

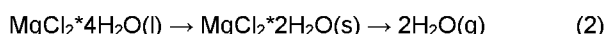
El cloruro de calcio puede añadirse al reactor 10 en una de tres formas al reactor de absorción 10: CaCl_2 anhidro, $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ o $\text{CaCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$. Puede añadirse una relación molar de agua a CaCl_2 de aproximadamente 3:1 o menos a la columna de absorción por cada mol de CO_2 que se captura. Se pueden alimentar $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ y agua al reactor de absorción 10 para crear una mezcla equivalente de $\text{CaCl}_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ (67,2 % en peso de CaCl_2 acuoso). La alimentación de CaCl_2 3 en forma dihidratada puede convertirse de una fase sólida a una fase líquida antes de entrar en el reactor 10.

El reactor 10 está configurado para comprender una salida para suspensión acuosa de sólidos de CaCO_3 en MgCl_2 acuoso y una salida para la corriente de gas 2 que contiene una cantidad reducida de CO_2 con respecto a la que se introduce en el reactor 10. La corriente de gas 2 con la concentración de CO_2 reducida puede salir del reactor de absorción 10 y puede entonces pasar a través del refrigerador de gas 72 donde el calor puede recuperarse adicionalmente antes de que la corriente de gas 2 sea descargada a la atmósfera o procesada posteriormente aguas abajo. El calor se puede utilizar para precalentar los reactivos, tales como CaCl_2 y opcionalmente agua. Como resultado de la columna de absorción, la cantidad de CO_2 en la corriente de gas 2 puede reducirse al menos en un 30 %, 40 %, 50 %, 60 %, 70 %, 80 %, 90 %, 95 %, 98 % o 99 %.

Al menos el 50 % en peso de MgCl_2 acuoso puede salir del reactor de absorción 10 y entrar en el separador de sólido-líquido 20, que separa los sólidos de CaCO_3 de la solución acuosa. Puede salir del reactor de absorción 10 un porcentaje en peso de MgCl_2 acuoso entre el 50 y el 60 % y entrar en el separador de sólido-líquido 20, tal como un 51 %, 53 %, 55 %, 57 % o 59 % en peso de MgCl_2 . Una porción importante de MgCl_2 en la solución acuosa puede estar en forma de tetrahidrato de MgCl_2 .

Se puede añadir agua al separador de sólido-líquido 20 para facilitar la separación de los sólidos de carbonato. En tales realizaciones, la cantidad de agua a añadir puede diluir la solución en menos del 30 %, 25 %, 20 %, 15 %, 10 % o 5 %. Una vez separados, los sólidos calientes de CaCO_3 pueden pasar a través de un enfriador 70 para la recuperación de energía antes de ser enviados a almacenamiento.

Después de separar los sólidos de carbonato del MgCl_2 acuoso, la solución acuosa se transfiere a la secadora 30 para eliminar el agua de la solución. Se puede evaporar una cantidad suficiente de agua de la solución de manera que la relación de agua a MgCl_2 sea menor que aproximadamente 2,5:1, o menor que aproximadamente 2 a 1. Una porción importante del agua en el material que contiene cloruro de magnesio que sale de la secadora 30 está en la forma de MgCl_2 dihidrato. Por ejemplo, el material que contiene cloruro de magnesio comprende al menos un 55 %, 60 %, 65 %, 70 %, 75 %, 80 %, 85 %, 90 %, 95 % o 98 % de $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (s). A continuación se proporciona la reacción primaria en la secadora 30:



Para suministrar la energía necesaria para retirar una porción del agua, se puede suministrar calor al recipiente para mantener la temperatura de funcionamiento entre 150 y 250 °C, tal como 160, 170, 180, 190, 200, 210, 220, 230, o 240 °C. La temperatura puede mantenerse entre 195 y 205 °C o entre 198 y 202 °C. La secadora 30 está configurada de tal manera que el vapor sobrecalentado (y potencialmente algo de HCl) sale de la parte superior del recipiente, mientras que el material que contiene cloruro de magnesio que comprende sales dihidrato se desplaza al primer reactor de descomposición 40. Las presiones de funcionamiento pueden ser la presión atmosférica. El vapor sobrecalentado producido a partir de la secadora 30 puede suministrar al menos una porción del vapor requerido para los reactores de descomposición 40 y/o 45.

La solución acuosa de MgCl_2 puede bombearse a través de un calentador 62 antes de entrar en la secadora 30 para elevar la temperatura de la solución a un valor sustancialmente igual al de las temperaturas de funcionamiento de la secadora 30. El calor puede transferirse a la solución en el calentador 62 mediante un bucle de fluido de calentamiento circulante 83 configurado para transferir calor de la corriente de gas 2 a la solución acuosa.

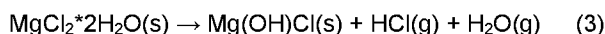
El sistema 100 puede comprender un evaporador 30 que está configurado para reducir el contenido de agua de modo que el MgCl_2 se vuelva sólido y el material sólido pueda ser transferido al primer reactor de descomposición 40. Por ejemplo, el evaporador 30 puede comprender un tambor de descarga que tiene un rascador u otro agitador configurado para facilitar el transporte a un material sólido. En el evaporador 30, una solución de MgCl_2 presurizada a la temperatura de funcionamiento se puede hacer pasar a presión atmosférica para eliminar el agua de la solución acuosa y producir sólidos de $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Una porción del fluido de calentamiento en el bucle de circulación 83 puede dirigirse al evaporador 30 para mantener las temperaturas de funcionamiento del evaporador 30.

El sistema 100 puede comprender una secadora 30 que está configurada para reducir el contenido de agua de manera que el MgCl_2 acuoso se convierta en sólido y el material sólido puede transferirse al primer reactor de descomposición 40. La secadora 30 puede configurarse para aplicar calentamiento por contacto indirecto o calentamiento por contacto

directo utilizando un medio tal como aire para mantener las temperaturas de funcionamiento. Por ejemplo, la secadora 30 puede ser una secadora giratoria, una secadora rápida o una secadora por rocío. En algunas realizaciones, una porción del fluido de calentamiento en el bucle de circulación 83 puede dirigirse a la secadora 30 para mantener las temperaturas de funcionamiento de la secadora 30 y también puede dirigirse al soplador para calentar el medio de secado, tal como el aire. En lugar de la secadora 30, el sistema 100 puede comprender un desmenuzador, un cristallizador o un formador de perlas configurado para reducir el contenido de agua de modo que la relación molar sea de aproximadamente 2:1 y/o el MgCl_2 esté sobre todo en forma dihidratada y pueda transferirse al primer reactor de descomposición 40.

A modo de ejemplo, la entrada de calor necesaria para elevar la temperatura de la solución acuosa a una temperatura de funcionamiento de 200 °C es de aproximadamente 2,05 MW (7 MMBtu/h). Además, también a modo de ejemplo, la entrada de calor necesaria para reducir el contenido de agua de una solución acuosa en la que la relación molar de agua es 4:1 es aproximadamente 20,81 MW (71 MMBtu/h). Para la circulación del bucle de fluido de calentamiento 83, la temperatura de retorno del fluido puede estar de aproximadamente 5 a 15 °C por encima de la temperatura de funcionamiento, por ejemplo, 210 °C, para el fluido que sale de la secadora 30 o del calentador 62. Además, la temperatura de suministro de fluido (por ejemplo, la temperatura del fluido que se aproxima a la secadora 30 o al calentador 62) puede estar de aproximadamente 20 a 30 °C por encima de la temperatura de funcionamiento o de 10 a 20 °C por encima de la temperatura de retorno, por ejemplo, 225 °C. En la intersección del bucle 83 con la corriente de gas 2, la temperatura de la corriente de gas 2 puede ser una temperatura que está por lo menos de 30 a 40 por encima de la temperatura de funcionamiento del reactor de descomposición 40. La temperatura de la corriente de gas 2 después de transferir calor al bucle 83 puede ser de al menos 235 °C.

El sistema 100 comprende reactores configurados para un reactor de descomposición de flujo en contracorriente de dos etapas para convertir MgCl_2 en Mg(OH)_2 . Dentro de la primera etapa, el reactor 40 está configurado para que se produzca la siguiente reacción:



Dentro de la segunda etapa, el reactor 45 está configurado para que se produzca la siguiente reacción:



En el segundo reactor 45, el vapor se puede poner en contacto en contracorriente con los sólidos de MgOHCl alimentados desde el primer reactor 40. El vapor puede generarse por una caldera 90 que se calienta por la corriente de gas 2. Además, el vapor reciclado desde el escape de los reactores 40 y 45 puede mezclarse con el vapor de la caldera 90 para alimentar el reactor 45. El vapor reciclado puede calentarse por un calentador 65 para obtener la temperatura final deseada del vapor para alimentar el reactor 45. El vapor se introduce en el reactor 45 a una temperatura que es sustancialmente la misma que la temperatura de funcionamiento del reactor 45 como se describe a continuación. Por ejemplo, se puede introducir vapor de agua en el reactor 45 a una temperatura entre 385 °C y 395 °C, tal como aproximadamente 390 °C.

Los sólidos de Mg(OH)_2 que salen del reactor 45 están en equilibrio con el vapor que deja el reactor 45. El vapor de salida que deja el reactor 45 puede comprender al menos 0,8 moles de HCl por cada mol de Mg(OH)_2 producido. Por ejemplo, el vapor de salida que deja el reactor 45 puede comprender 0,85 moles de HCl, 0,9 moles de HCl, 0,95 moles de HCl, 0,98 moles de HCl por cada mol de Mg(OH)_2 producido. La velocidad del contraflujo a través del reactor 45 es suficiente para mantener la presión parcial de HCl lo suficientemente baja para que el equilibrio de reacción (5) se desplace hacia la derecha. El contraflujo puede ser el 100 % de vapor supercalentado. El contraflujo también puede comprender vapor supercalentado y un gas portador inerte. La presión parcial de HCl puede mantenerse a una cantidad suficientemente baja operando la reacción de descomposición 45 en condiciones de vacío.

En el reactor 40, la mezcla de vapor del vapor sobrecalentado y HCl que deja el reactor 45 se pone en contacto en contracorriente con el material de cloruro de magnesio alimentado desde la secadora o evaporador 30 que comprende los sólidos de $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. En algunas realizaciones, solo una porción del vapor que sale del reactor 45 se alimenta al reactor 40. Por ejemplo, la mayor parte del vapor que sale del reactor 45 puede evitar el reactor 40 de manera que se puede recuperar calor adicional en el condensador de HCl 76. Los sólidos de Mg(OH)Cl que salen del reactor 40 pueden estar en equilibrio con el vapor que deja el reactor 40. El vapor saliente que deja el reactor 40 puede comprender al menos 0,8 moles adicionales de HCl por cada mol de MgOHCl producido. Por ejemplo, el vapor saliente que deja el reactor 40 puede comprender 0,85 moles adicionales de HCl, 0,9 moles de HCl, 0,95 moles de HCl, 0,98 moles de HCl por cada mol de MgOHCl producido. La velocidad de contraflujo a través del reactor 40 es suficiente para mantener la presión parcial de HCl lo suficientemente baja como para mantener un desplazamiento de la reacción (4) hacia la derecha.

La temperatura de funcionamiento para el reactor 45 puede estar entre 380 °C y 500 °C, tal como aproximadamente 390, 400, 410, 420, 430, 440, 450, 460, 470 o 490 °C. La temperatura de funcionamiento para el reactor 45 puede estar entre aproximadamente 385 °C y 395 °C, tal como aproximadamente 390 °C. La temperatura de funcionamiento para el reactor 40 puede estar entre 250 °C y 400 °C, tal como 260, 270, 280, 290, 300, 310, 320, 330, 340, 350, 360,

370, 380 o 390 °C. La temperatura de funcionamiento del reactor 40 puede estar entre aproximadamente 275 °C y 285 °C, tal como aproximadamente 280 °C. A modo de ejemplo, los requisitos del vapor para la configuración en contracorriente de dos etapas pueden ser aproximadamente 3,9 kg/h (8,6 lb/h) de vapor por 0,45 kg/h (lb/h) de HCl a 390 °C para el segundo reactor 45 y 280 °C para el primer reactor 40.

Una salida del reactor 40 comprende MgOHCl sólido. La salida de fase sólida del reactor 40 puede ser al menos un 55 %, 60 %, 65 %, 70 %, 75 %, 80 %, 85 %, 90 %, 95 %, 98 % o 99 % de MgOHCl. Una salida del reactor 45 comprende Mg(OH)₂ sólido. La salida de fase sólida del reactor 45 puede ser al menos un 55 %, 60 %, 65 %, 70 %, 75 %, 80 %, 85 %, 90 %, 95 %, 98 % o 99 % de Mg(OH)₂.

Para mantener las temperaturas de funcionamiento de los reactores 40 y 45, se puede suministrar calor a los reactores de descomposición 40, 45 indirectamente a través de un bucle de fluido de calentamiento circulante para mantener el reactor de descomposición a la temperatura deseada. Por ejemplo, las camisas de fluido de calentamiento alrededor de cada reactor 40 y 45 pueden facilitar el mantenimiento de la temperatura de funcionamiento. En la realización mostrada, el bucle de fluido de calentamiento circulante 84 está configurado para transferir calor desde la corriente de gas 2 al reactor 40 y el bucle de fluido de calentamiento circulante 85 está configurado para transferir calor desde la corriente de gas 2 al reactor 45.

El material que contiene MgCl₂ que sale de la secadora 30 puede ser transportado a través de un calentador 64 antes de entrar en el reactor 40 para elevar la temperatura de la solución a un valor sustancialmente igual al de las temperaturas de funcionamiento del reactor 40. Aunque no se muestra en la ilustrada, una porción del fluido de calentamiento en el bucle de circulación 84 puede dirigirse al calentador 64 para calentar el material que contiene MgCl₂ suministrado al reactor 40.

Para el bucle de fluido de calentamiento circulante 85, la temperatura de retorno de fluido (por ejemplo, para el fluido de calentamiento que deja el reactor 45 y el calentador 65) puede estar de aproximadamente 5 a 15 °C por encima de la temperatura de funcionamiento del reactor 40; por ejemplo, la temperatura de retorno del fluido puede ser de aproximadamente 400 °C. Además, la temperatura de suministro de fluido (por ejemplo, la temperatura del fluido que se aproxima al reactor 45 y al calentador 65) puede estar de aproximadamente 10 a 45 °C por encima de la temperatura de funcionamiento o de 5 a 25 °C por encima de la temperatura de retorno; por ejemplo, la temperatura de suministro de fluido puede ser de aproximadamente 415 °C. En la intersección del bucle 85 con la corriente de gas 2, la temperatura de la corriente de gas 2 puede ser mayor que 500 °C o mayor que 600 °C, por ejemplo, la temperatura de una corriente de escape de gases de combustión. La temperatura de la corriente de gas 2 después de transferir calor al bucle 85 puede estar al menos 10 °C por encima de la temperatura del fluido de calentamiento que se aproxima al reactor 45.

Para el bucle de fluido de calentamiento circulante 84, la temperatura de retorno de fluido (por ejemplo, la temperatura del fluido de calentamiento que deja el reactor 40 o el calentador 64) puede estar entre 5 y 15 °C por encima de la temperatura de funcionamiento del reactor 45; por ejemplo, la temperatura de retorno del fluido puede ser de aproximadamente 290 °C. Además, la temperatura de suministro de fluido (por ejemplo, la temperatura del fluido que se aproxima al reactor 40 o al calentador 64) puede estar de aproximadamente 5 a 20 °C por encima de la temperatura de funcionamiento o de 60 a 100 °C por encima de la temperatura de retorno; por ejemplo, la temperatura de suministro de fluido puede ser de aproximadamente 355 °C. En la intersección del bucle 84 con la corriente de gas 2, la temperatura de la corriente de gas 2 puede ser mayor que 500 °C o mayor que 600 °C, por ejemplo, la temperatura de una corriente de escape de gases de combustión. En algunas realizaciones, la temperatura de la corriente de gas 2 después de transferir calor al bucle 85 puede ser al menos 10 grados mayor que la temperatura del fluido de calentamiento que se aproxima al reactor 40.

Los sólidos calientes de Mg(OH)₂ que salen del reactor 45 pueden hacerse pasar a través de un refrigerador 74 de productos sólidos antes de entrar en el reactor de absorción 10, mientras que el producto de vapor que sale del reactor 40 se combina con la desviación de vapor 6 alrededor del reactor 40. La corriente de vapor combinada pasa a través del condensador de HCl 76 antes de ser bombeada a un depósito de producto de HCl.

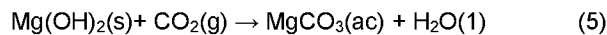
Como es evidente a partir de las temperaturas de funcionamiento del reactor de descomposición, existen requisitos de entalpía significativos para el reactor de descomposición, en particular, la entalpía de reacción para la descomposición de MgCl₂·2H₂O a Mg(OH)₂ y HCl y los requisitos de vapor sobrecalentado para inyección directa de vapor en el reactor de descomposición. El sistema 100 puede comprender una turbina de gas o estar configurado para recibir la corriente de gas 2 producida a partir de una turbina de gas, tal como una turbina de gas de 60 MW 95 en la realización mostrada. La tasa de captura global de CO₂ puede ser mayor que un 70 %, 80 %, 90 %, 95 % o más de un 99 %.

Además de una primera turbina de gas, el sistema 100 puede comprender un horno (no mostrado) para quemar gas natural suplementario y utilizar el calor recuperado del gas de combustión a la temperatura de llama para proporcionar calor adicional para la generación de vapor dentro del sistema 100. Para un reactor en contracorriente de dos etapas, el requisito de entalpía total para el proceso puede ser de aproximadamente 51,29 MW (175 MMBtu/h). El calor disponible del gas de escape de la turbina de 60 MW es de aproximadamente 42,79 MW (146 MMBtu/h), dejando una

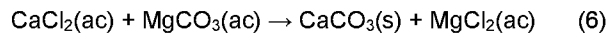
deficiencia general de aproximadamente 8,5 MW (29 MMBtu/h) que se requeriría para lograr una captura de CO₂ del 100 %. Quemar 1.562 Nm³/h a 0 °C (1,4 MMSCFD) de gas natural suplementario en un horno puede proporcionar recuperación de calor de los gases de combustión de 13,16 MW (44,9 MMBtu/h). Se requeriría una cantidad adicional de 4,69 a 4,98 MW (16-17 MMBtu/h) de entalpía dentro del sistema 100 para capturar este CO₂ adicional. Esto da como resultado un superávit neto de entalpía que podría utilizarse para lograr 100 % de captura de CO₂. Si estos 1.562 Nm³/h a 0 °C (1,4 MMSCFD) de gas natural fueran en su lugar disparados en una turbina, se podrían producir 5,6 MW de electricidad adicional (en relación con los 60 MW de electricidad producidos en la turbina existente).

Con referencia ahora a la FIGURA 2, mostrada en el presente documento y designada con el número de referencia 200, es una segunda realización de un sistema configurado (no inventivo) para retirar de una corriente gaseosa utilizando Mg(OH)₂ y regenerar el Mg(OH)₂. La realización 200 es sustancialmente similar a la realización 100 descrita anteriormente, con la excepción de que el proceso de descomposición comprende solamente un reactor 48 de contraflujo de una sola etapa y un bucle de fluido de calentamiento circulante 86 en lugar de bucles 84 y 85. La temperatura de funcionamiento del reactor 48 puede estar entre 340 °C – 360 °C, tal como 350 °C. El vapor sobrecalentado se puede introducir a una temperatura sustancialmente igual a la temperatura de funcionamiento.

Con referencia ahora a la FIGURA 3, mostrada en el presente documento y designada con el número de referencia 300, es una realización de un proceso de absorción de CO₂ de dos etapas que puede sustituirse por el proceso de absorción en una etapa descrito anteriormente en relación con el reactor 10. El proceso de dos etapas es sustancialmente similar a las condiciones descritas para el proceso de una etapa con la excepción de que se utilizan dos reactores en lugar de uno y se requiere una relación molar ligeramente superior de agua a MgCl₂. Dentro de la primera etapa, el reactor 12 está configurado para que se produzca la siguiente reacción:



Dentro de la segunda etapa, el reactor 14 está configurado para que se produzca la siguiente reacción:



En el reactor 12, la relación molar de agua a MgCO₃ puede ser aproximadamente 3,5:1 o aproximadamente 3:1. En el reactor 14, la relación molar de agua a MgCl₂ puede ser de aproximadamente 5,5:1 o aproximadamente 5:1.

La especificación y ejemplos anteriores proporcionan una descripción completa de la estructura y el uso de realizaciones ilustrativas. Aunque anteriormente se han descrito ciertas realizaciones con cierto grado de particularidad, o con referencia a una o más realizaciones individuales, los expertos en la materia podrían realizar numerosas alteraciones a las realizaciones descritas sin apartarse del alcance de esta invención. Como tal, las realizaciones ilustrativas de los presentes sistemas (no inventivos) y procesos (inventivos) para eliminar el dióxido de carbono de una corriente gaseosa y regenerar el hidróxido de magnesio no pretenden ser limitantes. Más bien, los presentes métodos incluyen todas las modificaciones y alternativas que caen dentro del alcance de las reivindicaciones, y realizaciones distintas de las mostradas pueden incluir algunas o todas las características de las realizaciones representadas.

REIVINDICACIONES

1. Un método para regenerar Mg(OH)_2 en un proceso que reduce la cantidad de CO_2 contenida en una corriente de gas, que comprende:

(a) hacer reaccionar material que contiene MgCl_2 con vapor en una primera mezcla, preferentemente a una temperatura de aproximadamente 250 °C a aproximadamente 350 °C para formar productos de la etapa (a) que comprenden Mg(OH)Cl , preferentemente en una cantidad mayor que un 90 % en peso, y HCl, donde el material que contiene MgCl_2 comprende una relación de agua a MgCl_2 de menos de aproximadamente 2,5:1;

(b) hacer reaccionar Mg(OH)Cl con vapor en una segunda mezcla, preferentemente a una temperatura de aproximadamente 350 °C a aproximadamente 500 °C, para formar productos de la etapa (b) que comprenden HCl y productos que contienen magnesio que comprenden principalmente Mg(OH)_2 ; y

(c) hacer reaccionar Mg(OH)_2 con CO_2 , CaCl_2 y vapor, preferentemente a una temperatura de aproximadamente 140 °C a aproximadamente 220 °C, para formar productos de la etapa (c) que comprenden MgCl_2 y CaCO_3 , comprendiendo preferentemente dicha etapa mezclar Mg(OH)_2 de la etapa (b) con CO_2 contenido en la corriente de gas en una tercera mezcla para formar productos de la primera etapa (c) que comprenden MgCO_3 y H_2O y mezclar el MgCO_3 de los productos de la primera etapa (c) con CaCl_2 en una cuarta mezcla, preferentemente con una relación de agua a MgCl_2 de aproximadamente 4 a 1, para formar productos de la segunda etapa (c) que comprenden CaCO_3 y MgCl_2 .

2. El método de la reivindicación 1, que comprende pasar un flujo gaseoso que comprende HCl y vapor desde la etapa (b) a la reacción de la etapa (a).

3. El método de la reivindicación 1, que comprende además, en el caso de una relación de agua a MgCl_2 en la cuarta mezcla de aproximadamente 4 a 1, separar al menos una porción del CaCO_3 de los productos de la segunda etapa (c) y eliminar una porción del agua de los productos de la segunda etapa (c) restantes de modo que la relación de agua a MgCl_2 sea de aproximadamente 2 a 1.

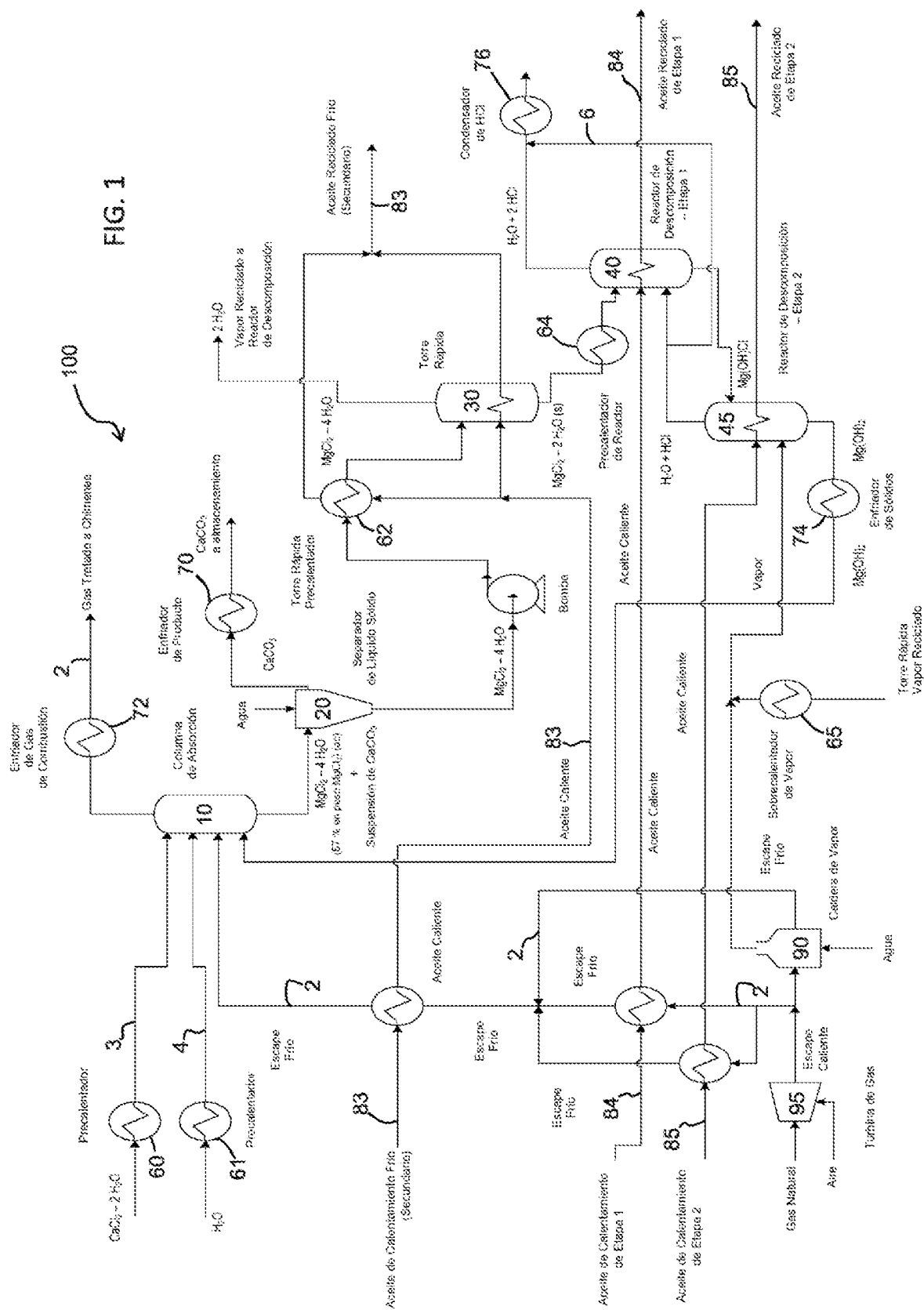


FIG. 3

