

Industria
SUPERINT

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 13-026393-00000-0000

Fecha: 2013-02-08 15:29:34
Tra. 11 PATENTEIYII
Act. 411 PRESENTACION

Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Eve: 378 FASENACIONALI
Folios: 261

SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

21. EXPEDIENTE No.

54. TITULO: SECUESTROS DE DIÓXIDO DE CARBONO
QUE INVOLUCRAN PROCESOS TERMOLÍTICOS
BASADOS EN DOS SALES.

51. CLASIFICACION INTRNACIONAL B01D 53/62

71. SOLICITANTE: SKYONIC CORPORATION.

DOMICILIO: Texas, Estados Unidos de América.

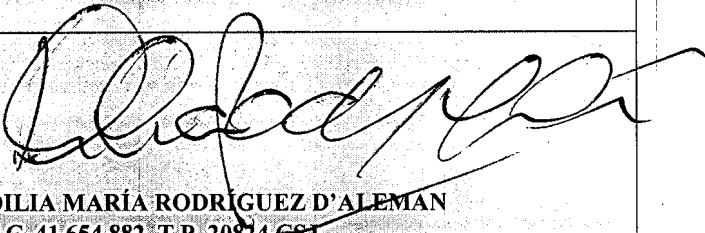
74. APODERADO DILIA RODRIGUEZ D'ALEMAN

22. BOGOTÁ, D.C.

Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO  No. 13-026393- -00000-0000 Fecha: 2013-02-08 15:29:34 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR Tra. 11 PATENTEIYII Eve. 378 FASENACIONALI Act. 411 PRESENTACION Folios: 261
--	--

DIRECCIÓN DE NUEVAS CREACIONES
SOLICITUD FASE NACIONAL – PCT

1	TIPO DE SOLICITUD	☒ Patente de invención ☒ Capítulo I	☐ Patente de Modelo de Utilidad ☐ Capítulo II
2	DATOS SOLICITUD INTERNACIONAL PCT (86)		
Solicitud Internacional No. PCT/US2011/043470 Fecha 08 de Julio de 2011			
Publicación Internacional No. WO 2012/006601 A2 Fecha 12 de Enero de 2012			
3	TÍTULO DE LA INVENCIÓN (200 caracteres o espacios máximos)		
SECUESTROS DE DIÓXIDO DE CARBONO QUE INVOLUCRAN PROCESOS TERMOLÍTICOS BASADOS EN DOS SALES			
4	CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL (CIP) B01D 53/62		
5	SOLICITANTE (S) ☐ Esta persona también es inventor. Para datos adicionales utilizar hoja de información complementaria		
APELLIDOS O RAZÓN SOCIAL		NOMBRE	IDENTIFICACIÓN
SKYONIC CORPORATION			
6	DATOS DEL SOLICITANTE		
DIRECCIÓN: 1221 South Mopac Expressway, Suite 340 Austin, No. TELÉFONO:			
CIUDAD: Texas 78746, CORREO ELECTRONICO:			
PAÍS DE RESIDENCIA: Estados Unidos de América LUGAR DE CONSTITUCIÓN: Estados Unidos de América			
7	INVENTOR (ES)		
APELLIDOS		NOMBRES	NACIONALIDAD
1.JONES,		Joe, David	Estadounidense
2. YABLONSKY,		Al	Estadounidense
DIRECCIÓN DE CORREO ELECTRÓNICO:			
8	DATOS INVENTOR (ES)		
DIRECCIÓN		CIUDAD	ESTADO
1. c/o Skyonic Corporation 1221 South Mopac Expressway, Suite 340,		Austin,	Texas 78746,
2. c/o Skyonic Corporation 1221 South Mopac Expressway, Suite 340		Austin,	Texas 78746,
PAÍS RESIDENCIA			
Estados Unidos de América			
Estados Unidos de América			
OTRO(S) SOLICITANTE(S) Y/O (OTRO(S)) INVENTOR(ES)			
☐ Los demás solicitantes y/o (demás) inventores se indican en una hoja a continuación.			
9	☐ REPRESENTANTE LEGAL ☒ APODERADO		
APELLIDOS		NOMBRES	IDENTIFICACIÓN
RODRIGUEZ D'ALEMAN		DILIA MARIA	C.C.41.654.882 T.P.20824 CSJ
DIRECCIÓN Cra. 11 No. 86 – 53, Piso 6 No. TELÉFONO 6181088			
CIUDAD Bogotá, D.C. CORREO ELECTRÓNICO clarkemodet@clarkemodet.com.co			
PAÍS Colombia			
10	DECLARACIONES DE PRIORIDAD ☒ SI ☐ NO		
(33) PAÍS DE ORIGEN		CÓDIGO PAÍS	(31) NÚMERO
Estados Unidos de América		US	61/362.607
Estados Unidos de América		US	61/370.030
Estados Unidos de América		US	61/406.536
Estados Unidos de América		US	61/451.078
			(32) FECHA AAA/MM/DD
			2010/07/08
			2010/08/02
			2010/10/25
			2011/03/09

11	DECLARACIÓN SOBRE USO DE RECURSOS GENÉTICOS O BIOLÓGICOS		
Declaro que el objeto de la presente solicitud de patente fue obtenido a partir de recursos genéticos o biológicos de los que cualquiera de los países miembros de la Comunidad Andina es país de origen.			
☐ SI ☐ NO			
Nota: En caso afirmativo deberá anexar copia del contrato de acceso de recursos genéticos o productos derivados, o certificado o número de registro, expedido por la Autoridad competente.			
12	DECLARACIÓN SOBRE USO DE CONOCIMIENTOS TRADICIONALES		
Declaro que el objeto de la presente solicitud de patente fue obtenido a partir de conocimientos tradicionales de comunidades indígenas, afroamericanas o locales de países miembros de la Comunidad Andina.			
☐ SI ☐ NO			
Nota: En caso afirmativo deberá anexar la licencia o autorización de uso de conocimiento tradicional, o certificado, o número de registro expedido por la Autoridad competente.			
13	REDUCCIÓN DE TASAS		
Declaro que carezco de medios económicos para presentar la solicitud de patente.			
☐ SI ☐ NO			
Nota: En caso de ser persona natural y carecer de medios económicos, y por lo tanto, aplique la reducción de tasas a que se refiere la resolución vigente en tarifas, debe firmar la presente solicitud bajo la gravedad de juramento.			
Micro, pequeñas y medianas empresas ☐			
Universidades públicas o privadas ☐			
Entidades sin ánimo de lucro ☐			
Debe aportar los documentos que se indican en el numeral 17 de anexos			
14	AUTORIZACIÓN DE NOTIFICACIÓN EN LÍNEA ☐ SI ☐ NO		
Manifiesto que he leído y entendido perfectamente los términos y condiciones de uso de medios electrónicos para las notificaciones en línea a través de Internet de los actos administrativos proferidos por la Superintendencia de Industria y Comercio que deben ser notificados personalmente y, en consecuencia, autorizo el servicio de notificación a través de internet.			
15	COMPROBANTE DE PAGO O PAGO ELECTRÓNICO	Nº 13-010982// 13-011629	Fecha 05-02/2013 06/02/2013
16	FIRMA DEL APODERADO :		
 DILIA MARÍA RODRÍGUEZ D'ALEMAN C.C. 41.654.882 T.P. 20824 CSJ			
17	ANEXOS		
Documentación Técnica Solicitud Internacional en castellano		Documentación Jurídica	
1. ☒ Descripción 2. ☒ Reivindicaciones 3. ☒ Dibujos y/o figuras 4. ☒ Resumen. 5. ☐ Certificado de depósito de material biológico si fuera el caso. 6. ☐ Listado de secuencias de nucleótidos y/o aminoácidos en forma digital si fuera el caso. 7. ☐ Arte final 12 x 12. 8. ☐ Anexo formato digital.		9. ☐ Poderes, si fuera el caso. 10. ☐ Documento que legalmente pruebe la cesión del inventor al solicitante o a su causante. 11. ☐ Copia del contrato de acceso de recursos genéticos o productos derivados, certificado o número de registro, si fuera el caso. 12. ☐ Copia de la licencia o autorización de Conocimientos Tradicionales, certificado o número de registro, si fuera el caso. 13. Reducción de tasas Micro, pequeñas o medianas empresas ☐ Copia simple de la declaración de renta del año inmediatamente anterior, o en su defecto prueba documental idónea. ☐ Documento de constancia de cumplimiento con lo establecido en la ley 905 de 2004. Universidades públicas o privadas ☐ Copia acto de reconocimiento institucional emitido por el Ministerio de Educación Entidades sin ánimo de lucro ☐ Copia de registro vigente en Cámara de comercio. ☐ Hoja de información complementaria. ☐ Otros, especificar 14. ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud. 15. ☐ Comprobante de pago por reivindicación de prioridad. 16. ☐ Comprobante de pago de la tasa por concepto de excedente de palabras en la publicación. 17. ☒ Comprobante de pago por reivindicación adicional a 10.	

SECUESTROS DE DIÓXIDO DE CARBONO QUE INVOLUCRAN PROCESOS

TERMOLÍTICOS BASADOS EN DOS SALES

CAMPO DE LA INVENCION

5 La presente invención se refiere generalmente al campo de remover dióxido de carbono de una fuente, tal como los flujos de residuos (p.ej., gases de combustión) de una planta de energía, por lo cual los minerales de silicato del Grupo 2 se convierten en sales de cloruro del Grupo 2 y SiO_2 , las sales
10 de cloruro del Grupo 2 convierten en hidróxido del Grupo 2 y/o sales de cloruro de hidrógeno del Grupo 2. Estos a su vez pueden reaccionar con el dióxido de carbono para formar sales de carbonato del Grupo 2, opcionalmente en la presencia de catalizadores. Estos pasos se pueden combinar para formar un
15 ciclo en el que el dióxido de carbono que se secuestra en la forma de sales de carbonato y subproductos a partir de uno o más pasos, tal como calor y químicos, se puede reutilizar o reciclar en uno o más pasos adicionales.

20

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

Considerable preocupación nacional e internacional se ha enfocado crecientemente en la emisión de CO_2 en el aire. En particular, la atención se ha enfocado en el efecto de este gas en la retención del calor solar en la atmósfera,

000002

produciendo el "efecto invernadero". A pesar de cierto debate referente a la magnitud del efecto, todos acordarían en que hay un beneficio al remover el CO₂ (y otros químicos) de fuentes puntuales de emisión, especialmente si el costo para hacerlo fuera lo suficientemente pequeño.

Los gases de efecto invernadero están hechos predominantemente de dióxido de carbono y se producen por las plantas de energía municipales y la industria a gran escala en las plantas de energía del sitio, aunque éstos se producen también en cualquier combustión normal de carbono (tal como automóviles, tala de bosques tropicales, quema simple, etc.). Aunque sus emisiones puntuales más concentradas ocurren en plantas de energía en todo el planeta, haciendo la reducción o remoción de esos sitios fijos un punto atractivo para efectuar una tecnología de remoción. Debido a que la producción de energía es una causa primaria de las emisiones de gases de efecto invernadero, los últimos 30 años se han investigado y estudiado intensivamente los métodos tales como la reducción de intensidad de carbono, mejorar la eficiencia, y secuestrar el carbono de los gases de combustión de las plantas de energía por diferentes medios.

Los intentos en el secuestro de carbono (en la forma inicial del CO₂ gaseoso) han producido muchas técnicas variadas, las cuales se pueden clasificar generalmente como

000003 !

sistemas geológicos, terrestres, u oceánicos. Una revisión general de tales técnicas se proporciona en el documento *Proceedings of First National Conference on Carbon Sequestration*, (Procedimientos de la Primera Conferencia Nacional acerca del Secuestro de Carbono), (2001). A la fecha, muchas si no es que todas estas técnicas son muy demandantes de energía y por lo tanto no son económicamente factibles, en muchos casos consumen más energía que la energía obtenida al generar el dióxido de carbono. Procesos alternativos que superen una o más de estas desventajas serían muy convenientes.

No se pretende que los inconvenientes mencionados sean exhaustivos, sino más bien están entre muchos que tienden a perjudicar la efectividad de las técnicas conocidas previamente para remover el dióxido de carbono de los flujos de residuos; sin embargo, aquellos mencionados aquí son suficientes para demostrar que las metodologías que aparecen en la materia no han sido satisfactorias del todo y que existe una necesidad importante de las técnicas que se describen y se reivindican en esta divulgación.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

En la presente se divulgan métodos y aparatos para el secuestro del dióxido de carbono, que incluyen remover el

000004

dióxido de carbono de los flujos de residuos. En un aspecto, se proporcionan métodos para secuestrar dióxido de carbono producido por una fuente, que comprenden:

(a) reaccionar un primer haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma con agua en una primera mezcla bajo condiciones adecuadas para formar una primera mezcla de producto que comprende un primer producto del paso (a) que comprende una primera sal de hidróxido con base de catión, una primera sal de óxido con base de catión y/o una primera sal de cloruro de hidrógeno con base de catión y un segundo producto del paso (a) que comprende HCl, H_2SO_4 o HNO_3 ;

(b) mezclar algo o todo del primer producto del paso (a) con un segundo haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma y dióxido de carbono producido por la fuente en una segunda mezcla bajo condiciones adecuadas para formar una mezcla del segundo producto que comprende un primer producto del paso (b) que comprende un primer haluro con base de catión, sal de sulfato y/o nitrato o hidrato de la misma, un segundo producto del paso (b) que comprende una segunda sal de carbonato con base de catión, y un tercer producto del paso (b) que comprende agua; y

000005

(c) separar algo o todo de la segunda sal de carbonato con base de catión de la segunda mezcla de producto,

mediante lo cual el dióxido de carbono se secuestra en una forma de producto mineral.

5 En algunas modalidades, el primer sulfato de haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma del paso (a) es una primera sal de cloruro o hidrato de la misma con base de catión, y el segundo producto del paso (a) es HCl. En algunas modalidades, el primer haluro con base
10 de catión, sulfato, o sal de nitrato o hidrato de la misma del paso (b) es una primera sal de cloruro con base de catión o hidrato de la misma.

En algunas modalidades, la primera sal de cloruro con base de catión o hidrato de la misma del paso (a) es MgCl_2 .
15 En algunas modalidades, la primera sal de cloruro con base de catión o hidrato de la misma del paso (a) es una forma hidratada de MgCl_2 . En algunas modalidades, la primera sal de cloruro con base de catión o hidrato de la misma del paso (a) es $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. En algunas modalidades, la primera sal de
20 hidróxido con base de catión del paso (a) es $\text{Mg}(\text{OH})_2$. En algunas modalidades, la primera sal de cloruro de hidrógeno con base de catión del paso (a) es $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. En algunas modalidades, el primer producto del paso (a) comprende predominantemente $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. En algunas modalidades, el primer

000006

producto del paso (a) comprende más del 90% en peso de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. En algunas modalidades, el primer producto del paso (a) es $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. En algunas modalidades, la primera sal de óxido con base de catión del paso (a) es MgO .

5 En algunas modalidades, el segundo haluro con base de catión, la sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma del paso (b) es una segunda sal de cloruro con base de catión o hidrato de la misma, por ejemplo, CaCl_2 . En algunas modalidades, la primera sal de cloruro con base de catión del
10 paso (b) es MgCl_2 . En algunas modalidades, la primera sal de cloruro con base de catión del paso (b) es una forma hidratada de MgCl_2 . En algunas modalidades, la primera sal de cloruro con base de catión del paso (b) es $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

En algunas modalidades, algo o toda el agua del paso (a)
15 está presente en la forma de vapor o agua supercrítica. En algunas modalidades, algo o todo el lago del paso (a) se obtiene del agua del paso (b). En algunas modalidades, el paso (b) además comprende mezclar sal de hidróxido de sodio en la segunda mezcla.

20 En algunas modalidades, los métodos además comprenden:

(d) mezclar un mineral de silicato del Grupo 2 con HCl bajo condiciones adecuadas para formar una tercera mezcla de producto que comprende una sal de cloruro del Grupo 2, agua, y dióxido de silicio.

000007

En algunas modalidades, algo o todo el HCl en el paso (d) se obtiene a partir del paso (a). En algunas modalidades, los métodos del paso (d) además comprenden agitar el mineral de silicato del Grupo 2 con HCl. En algunas modalidades, se recupera algo o todo el calor generado en el paso (d). En algunas modalidades, algo o todo de la segunda sal de cloruro con base de catión del paso (b) es la sal de cloruro del Grupo 2 del paso (d). En algunas modalidades, los métodos además comprenden un paso de separación, en donde el dióxido de silicio se remueve de la sal de cloruro del Grupo 2 que se forma en el paso (d). En algunas modalidades, algo o toda el agua del paso (a) se obtiene del agua del paso (d).

En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende un inosilicato del Grupo 2. En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende CaSiO_3 . En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende MgSiO_3 . En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende olivino ($\text{Mg}_2[\text{SiO}_4]$). En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende serpentino ($\text{Mg}_6[\text{OH}]_8[\text{Si}_4\text{O}_{10}]$). En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende sepiolita ($\text{Mg}_4[(\text{OH})_2\text{Si}_6\text{O}_{15}] \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), enstatita ($\text{Mg}_2[\text{Si}_2\text{O}_6]$), diópsido ($\text{CaMg}[\text{Si}_2\text{O}_6]$), y/o tremolita

000008

$\text{Ca}_2\text{Mg}_5\{[\text{OH}]\text{Si}_4\text{O}_{11}\}_2$. En algunas modalidades, el silicato del Grupo 2 además comprende silicatos de hierro y/o manganeso. En algunas modalidades, el silicato de hierro es fayalita ($\text{Fe}_2[\text{SiO}_4]$).

5 En algunas modalidades, algo o toda de la primera sal de cloruro con base de catión que se forma en el paso (b) es la primera sal de cloruro con base de catión que se utiliza en el paso (a).

10 En algunas modalidades, el dióxido de carbono está en la forma de gases de combustión, en donde los gases de combustión además comprenden N_2 y H_2O .

En algunas modalidades, las condiciones de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 200 °C a unos 500 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 230 °C a unos 260 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 250 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 200 °C a unos 250 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 240 °C.

20 En algunas modalidades, las condiciones de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 50 °C a unos 200 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 90 °C a unos 260 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 90 °C a unos 230 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 130 °C.

000009

En algunas modalidades, las condiciones de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 400 °C a unos 550 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 450 °C a unos 500 °C.

5 En algunas modalidades, las condiciones de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 20 °C a unos 100 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 25 °C a unos 95 °C.

10 En algunas modalidades, las condiciones de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 50 °C a unos 200 °C. En algunas modalidades, la temperatura es de unos 90 °C a unos 150 °C.

En otro aspecto, la presente invención proporciona métodos para secuestrar dióxido de carbono producido por una
15 fuente, que comprenden:

(a) mezclar una sal de cloruro de magnesio y agua en una primera mezcla bajo condiciones adecuadas para formar (i) hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ y (ii) cloruro de hidrógeno:

20 (b) mezclar (i) hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$, (ii) CaCl_2 y (iii) dióxido de carbono producido por la fuente en una segunda mezcla bajo condiciones adecuadas para formar (iv) carbonato de calcio, (v) una sal de cloruro de magnesio, y (vi) agua; y

000010

(c) separar el carbonato de calcio de la segunda mezcla, por lo cual el dióxido de carbono se secuestra en una forma de producto mineral.

En algunas modalidades, algo o todo el cloruro de hidrógeno del paso (a) se mezcla con agua para formar ácido hidroclórico. En algunas modalidades, algo o todo el hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o Mg(OH)Cl del paso (b)(i) se obtiene el paso (a)(i). En algunas modalidades, algo o toda el agua del paso (a) está presente en la forma de un hidrato de la sal de cloruro de magnesio. En algunas modalidades, el paso (a) ocurre en uno, dos o tres reactores. En algunas modalidades, el paso (a) ocurre en un reactor. En algunas modalidades, el hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o Mg(OH)Cl del paso (a)(i) es mayor al 90% en peso de Mg(OH)Cl . En algunas modalidades, la sal de cloruro de magnesio es mayor al 90% en peso de $\text{MgCl}_2 \cdot 6(\text{H}_2\text{O})$.

En algunas modalidades, los métodos además comprenden:

(d) mezclar un mineral de silicato del Grupo 2 con cloruro de hidrógeno bajo condiciones adecuadas para formar una sal de cloruro del Grupo 2, agua, y dióxido de silicio.

En algunas modalidades, algo o todo el cloruro de hidrógeno en el paso (d) se obtiene del paso (a). En algunas modalidades, el paso (d) además comprende agitar el mineral de silicato del Grupo 2 con el ácido hidroclórico. En algunas

000011

modalidades, algo o toda la sal de cloruro de magnesio en el paso (a) se obtiene el paso (d). En algunas modalidades, los métodos además comprenden un paso de separación, en donde se remueve el dióxido de silicio de la sal de cloruro del Grupo 2 que se forma en el paso (d). En algunas modalidades, algo o toda el agua del paso (a) se obtiene del agua del paso (d). En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende un inosilicato del Grupo 2.

En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende CaSiO_3 . En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende MgSiO_3 . En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende olivino. En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende serpentino. En algunas modalidades, el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende sepiolita, enstatita, diópsido, y/o tremolita. En algunas modalidades, el silicato del Grupo 2 además comprende hierro y/o manganeso mineralizado.

En algunas modalidades, el paso (b) además comprende mezclar CaCl_2 y agua en la segunda mezcla.

Otros objetos, características y ventajas de la presente divulgación se hagan aparentes a partir de la siguiente descripción detallada. Se debe entender, sin embargo, que la

000012

descripción detallada y los ejemplos específicos, mientras se indican las modalidades específicas de la invención, se proporcionan a manera de ilustración solamente, ya que diferentes cambios y modificaciones dentro del espíritu y alcance de la invención se harán aparentes para aquellos experimentados en la materia a partir de esta descripción detallada.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Los siguientes dibujos forman parte de la presente especificación y se incluyen para demostrar adicionalmente ciertos aspectos de la presente divulgación. La invención se puede entender mejor con referencia a uno de estos dibujos en combinación con la descripción detallada de las modalidades específicas que se presentan en este documento.

La **Figura 1** es un diagrama de bloques de un sistema para un proceso con base de hidróxido del Grupo 2 para secuestrar CO_2 como carbonatos del Grupo 2 de acuerdo con algunas modalidades de la presente invención.

La **Figura 2** es un diagrama de bloques de un sistema en el cual Mg^{2+} funcionar como un catalizador para el secuestro de CO_2 como carbonato de calcio de acuerdo con algunas modalidades de la presente invención.

000013

La **Figura 3** es un diagrama de flujo de un proceso simplificado de acuerdo con algunas modalidades de los procesos que se proporcionan en este documento. Se muestra un proceso con base de hidróxido del Grupo-II, que secuestra CO_2 como caliza (compuesta en gran parte del mineral calcita, CaCO_3). El término "sal de carretera" (road salt) en esta figura se refiere a un cloruro del Grupo II, tal como CaCl_2 y/o MgCl_2 , cualquiera o ambos de los cuales se hidratan opcionalmente. En las modalidades que comprenden MgCl_2 , el calor se puede utilizar para conducir la reacción entre la sal de carretera y el agua (incluyendo el agua de la hidratación) para formar HCl e hidróxido de magnesio, Mg(OH)_2 , y/o cloruro de hidrógeno de magnesio, Mg(OH)Cl . En las modalidades que comprenden CaCl_2 , el calor se puede utilizar para conducir la reacción entre la sal de carretera y el agua para formar hidróxido de calcio y HCl . El HCl se hace reaccionar con, por ejemplo, rocas de inosilicato de calcio (opcionalmente suelo), para formar sal de carretera adicional, p.ej., CaCl_2 , y arena (SiO_2).

La **Figura 4** es un diagrama de flujo de proceso simplificado que corresponde a algunas modalidades de la presente invención. Las rocas de silicato se pueden utilizar en algunas modalidades de la presente invención para secuestrar CO_2 como CaCO_3 . El término "sal de carretera" (road

000014

salt) en esta figura se refiere a un cloruro del Grupo II, tal como CaCl_2 y/o MgCl_2 , cualquiera o ambos de los cuales se hidratan opcionalmente. En la caldera de la sal de carretera, se puede utilizar calor para conducir la reacción entre la sal de carretera, p.ej., $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, y el agua (incluyendo el agua de la hidratación) para formar HCl e hidróxidos del Grupo II, óxidos, y/o hidróxido-fluoruros mezclados, incluyendo, por ejemplo, hidróxido de magnesio, $\text{Mg}(\text{OH})_2$, y/o cloruro de hidrógeno de magnesio, $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. En las modalidades que comprenden CaCl_2 , el calor se puede utilizar para conducir la reacción entre la sal de carretera y el agua para formar hidróxido de calcio y HCl . El HCl se puede vender o hacer reaccionar con las rocas de silicato, p.ej., inosilicatos, para formar sal de carretera adicional, p.ej., CaCl_2 , y arena (SiO_2). Se puede utilizar la reacción de intercambio de iones entre Mg^{2+} y Ca^{2+} , en algunas de estas modalidades, para permitir, por ejemplo, la ciclación de iones de Mg^{2+} .

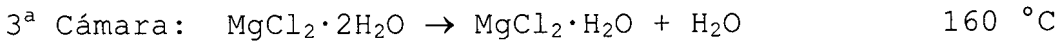
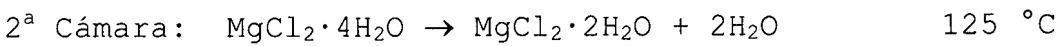
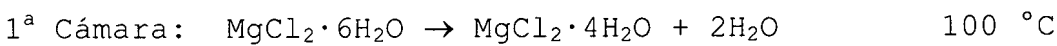
La **Figura 5** es un diagrama de flujo de proceso que muestra parámetros y resultados de una simulación de procesos utilizando el software de proceso Aspen Plus. En esta modalidad, se calienta una solución de 35% de MgCl_2 , 65% de H_2O a 280°C (536°F), luego el flujo deja el flujo etiquetado " $\text{H}_2\text{O}-\text{MgOH}$," que comprende una solución de MgCl_2 y

000015

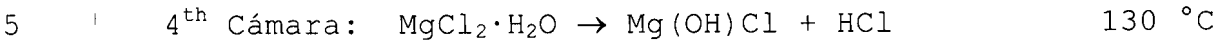
Mg(OH)₂ sólido. Típicamente, cuando Mg(OH)Cl se disuelve en agua forma Mg(OH)₂ (sólido) y MgCl₂ (disuelto). Aquí el MgCl₂ no se utiliza para absorber directamente del CO₂, más bien se recicla. La reacción neta es la captura de CO₂ de gases de combustión utilizando materia prima económica, CaCl₂ y agua, para formar CaCO₃. Los resultados de la simulación sugieren que es eficiente recircular un flujo de MgCl₂ y luego hacerlo reaccionar con H₂O y calor para formar Mg(OH)₂. Luego, uno o más de los compuestos antes mencionados reacciona con una solución de CaCl₂/H₂O y CO₂ de los gases de combustión para formar por último CaCO₃, el cual se filtra del flujo. El MgCl₂ resultante que se forma se recicla al primer reactor para repetir el proceso.

La **Figura 6** es un diagrama de flujo de proceso que muestra parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La reacción neta es la captura del CO₂ de los gases de combustión utilizando materia prima económica, CaCl₂ y agua, para formar CaCO₃. En esta modalidad, el hexahidrato se deshidrata en tres cámaras separadas y se descompone en la cuarta cámara donde el HCl que se forma de la descomposición se recircula de regreso a la tercera cámara para prevenir cualquier reacción secundaria. Las reacciones que ocurren en estas cámaras incluyen lo siguiente:

000016



(HCl vapor presente)



HCl recircula a la 3ª cámara.

10

Cámara	Reacción	Temperatura del Modelo	Rango de Temperatura Preferido	Notas
1ª	$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{MgCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O} + 2\text{H}_2\text{O}$	100°C	90°C-120°C	
2ª	$\text{MgCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} + 2\text{H}_2\text{O}$	125°C	160°C-185°C	
3ª	$\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{MgCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$	160°C	190°C- 230°C	*
4ª	$\text{MgCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Mg}(\text{OH})\text{Cl} + \text{HCl}$	130°C	230°C- 260°C	**

* Vapor de HCl Presente

** Vapor de HCl recircula a la 3ª Cámara

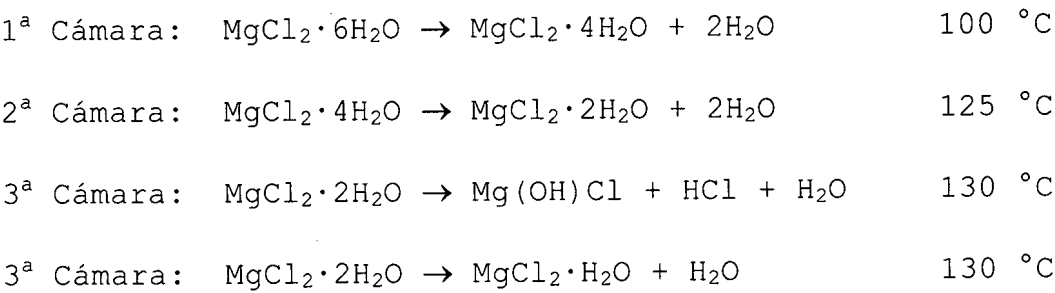
15

20

Las primeras tres reacciones anteriores se pueden caracterizar como deshidrataciones, mientras que la cuarta se pueden caracterizar como una descomposición. Los resultados de esta simulación, los cuales se explican a mayor detalle en el Ejemplo 2, indican que a temperaturas menores (130-250 °C) la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ resulta en la formación de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ en lugar de MgO . Luego el $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ reacciona con H_2O para formar MgCl_2 y $\text{Mg}(\text{OH})_2$, que luego reacciona con una solución saturada de $\text{CaCl}_2/\text{H}_2\text{O}$ saturado y CO_2 de los gases de combustión para formar CaCO_3 , el cual se filtra del flujo. El

MgCl₂ resultante que se forma se recicla al primer reactor para comenzar nuevamente el proceso.

La **Figura 7** es un diagrama de flujo de proceso que muestra parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La reacción neta es la captura de CO₂ de los gases de combustión utilizando materia de prima económica, CaCl₂ y agua, para formar CaCO₃. En esta modalidad, el hexahidrato de magnesio se deshidrata en dos cámaras separadas y se descompone en una tercera cámara. Ambas reacciones de deshidratación y descomposición ocurren en la tercera cámara. No hay recirculación de HCl. Las reacciones que ocurren en estas cámaras incluyen lo siguiente:



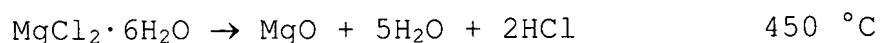
Cámara	Reacción	Temperatura del Modelo	Rango de Temperatura Preferido	Notas
1 ^a	MgCl ₂ ·6H ₂ O→MgCl ₂ ·4H ₂ O+ 2H ₂ O	100°C	90°C-120°C	
2 ^a	MgCl ₂ ·4H ₂ O→MgCl ₂ ·2H ₂ O + 2H ₂ O	125°C	160°C-185°C	
3 ^a	MgCl ₂ ·2H ₂ O→Mg(OH)Cl+HCl+ H ₂ O	130°C	190°C- 230°C	*
	MgCl ₂ ·2H ₂ O → MgCl ₂ ·H ₂ O + H ₂ O			

* No hay recirculación de HCl

La primera, segunda y cuarta reacciones anteriores se pueden caracterizar como deshidrataciones, mientras que la tercera se puede caracterizar como una descomposición. Como en la modalidad de la Figura 6, las temperaturas que se utilizan en esta modalidad resulta en la formación de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ a partir de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ en lugar de MgO . Después, el $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ reacciona con H_2O para formar MgCl_2 y $\text{Mg}(\text{OH})_2$, que reacciona con una solución saturada de $\text{CaCl}_2/\text{H}_2\text{O}$ y CO_2 de los gases de combustión para formar CaCO_3 , el cual se filtra del flujo. El MgCl_2 resultante que se forma se recicla en el primer reactor para comenzar el proceso nuevamente. Detalles adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en el Ejemplo 3 más adelante.

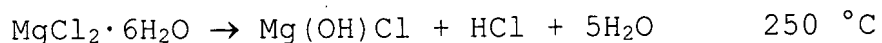
La **Figura 8** es un diagrama de flujo de proceso que muestra los parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La reacción neta es la captura de CO_2 de los gases de combustión utilizando materia prima económica, CaCl_2 y agua, para formar CaCO_3 . Los resultados de esta simulación indican que es eficiente calentar $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ para formar MgO . Después, el MgO reacciona con H_2O para formar $\text{Mg}(\text{OH})_2$, el cual luego reacciona con una solución saturada de $\text{CaCl}_2/\text{H}_2\text{O}$ y CO_2 de los gases de combustión para formar CaCO_3 , del cual se filtra del flujo. El MgCl_2 resultante que se forma se recicla en el primer

reactor para comenzar el proceso nuevamente. En esta modalidad, el hexahidrato de magnesio se deshidrata y se descompone simultáneamente en una cámara a 450 °C. Este es el rango de temperatura del modelo. El rango preferido en algunas modalidades, es 450 °C - 500 °C. Por lo tanto, la descomposición pasa completamente a MgO. La reacción principal que ocurre en esta cámara se puede representar como sigue:



Detalles adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en el Ejemplo 4 más adelante.

La **Figura 9** es un diagrama de flujo de proceso que muestra los parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus similar a la modalidad de la Figura 8 excepto que el $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ se descompone en un compuesto intermedio, $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ a una menor temperatura de 250 °C en una cámara. Después, el $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ se disuelve en agua para formar MgCl_2 y $\text{Mg}(\text{OH})_2$, que sigue a través de la misma reacción con CaCl_2 y CO_2 para formar CaCO_3 y MgCl_2 . La reacción principal que ocurre en esta cámara se puede representar como sigue:



La reacción se modeló a 250 °C. En algunas modalidades, el rango preferido es de 230 °C a 260 °C. Detalles

000020

adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en el Ejemplo 5 más adelante.

La **Figura 10** muestra una gráfica del porcentaje de masa de una muestra caliente de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. La masa inicial de la muestra fue aproximadamente 70 mg y se estableció al 100%. Durante el experimento, la masa de la muestra se midió mientras estaba haciendo descompuesta térmicamente. La temperatura subió rápidamente a 150 °C, y luego disminuyó lentamente 0.5 °C por minuto. A los 220 °C aproximadamente, el peso se volvió constante, consistente con la formación de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$.

La **Figura 11** muestra datos de difracción de rayos X correspondientes al producto del Ejemplo 7.

La **Figura 12** muestra datos de difracción de rayos X correspondientes al producto de la reacción utilizando $\text{Mg}(\text{OH})_2$ del Ejemplo 8.

La **Figura 13** muestra datos de difracción de rayos X correspondientes al producto de la reacción utilizando $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ del Ejemplo 8.

La **Figura 14** muestra el efecto de la temperatura y la presión en la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot (\text{H}_2\text{O})$.

La **Figura 15** es un diagrama de flujo de proceso de una modalidad del proceso de Ca/Mg descrito en este documento.

000021

La **Figura 16** es un diagrama de flujo de proceso de una variante del proceso, por lo cual solamente se utilizan compuestos de magnesio. En esta modalidad Ca^{2+} - Mg^{2+} no ocurre reacción de desplazamiento.

5 La **Figura 17** es un diagrama de flujo de proceso de una variante diferente del proceso que está entre las dos modalidades previas. La mitad del Mg^{2+} se reemplaza por Ca^{2+} , haciendo de esta manera el carbonato mineralizado $\text{MgCa}(\text{CO}_3)_2$ resultante o dolomita.

10 La **Figura 18** - Proceso de $\text{CaSiO}_3\text{-Mg(OH)Cl}$, Casos 10 y 11. Esta figura muestra un diagrama de flujo del proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La reacción neta es la captura de CO_2 de los gases de combustión
15 utilizando materia prima económica, CaSiO_3 , CO_2 y agua, para formar SiO_2 y CaCO_3 . Los resultados de esta simulación indican que es eficiente utilizar calor del HCl que reacciona con CaSiO_3 y el calor de los gases de combustión emitidos por un gas natural o planta de energía encendida con carbón para
20 llevar a cabo la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ para formar Mg(OH)Cl . Después, el Mg(OH)Cl reacciona con H_2O para formar MgCl_2 y Mg(OH)_2 , que luego reacciona con una solución saturada de $\text{CaCl}_2/\text{H}_2\text{O}$ y CO_2 de los gases de combustión para formar CaCO_3 , el cual se filtra del flujo. El MgCl_2 resultante que se

000022

forma se recicla en el primer reactor para comenzar el proceso nuevamente. En esta modalidad, el hexahidrato de cloruro de magnesio se deshidrata en dihidrato de cloruro de magnesio $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ en la primera cámara utilizando el calor de la reacción del HCl y CaSiO_3 y se descompone en una segunda cámara a 250°C utilizando el calor de los gases de combustión. Por lo tanto la descomposición pasa parcialmente a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. Las reacciones principales que ocurren en esta cámara se pueden representar como sigue:

Reacción	ΔH kJ/mol **	Rango de Temperatura de la Reacción
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Mg}(\text{OH})\text{Cl} + 5\text{H}_2\text{O} + \text{HCl}$	433	$230^\circ\text{C} - 260^\circ\text{C}$
$2\text{HCl}(\text{g}) + \text{CaSiO}_3 \rightarrow \text{CaCl}_2(\text{aq}) + \text{H}_2\text{O} + \text{SiO}_2\downarrow$	-259	$90^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}$
$2\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl} + \text{CO}_2 + \text{CaCl}_2 \rightarrow 2\text{MgCl}_2 + \text{CaCO}_3\downarrow + \text{H}_2\text{O}$	-266	$25^\circ\text{C} - 95^\circ\text{C}$

** Las entalpías se basan en las temperaturas de reacción, y las temperaturas de los flujos de reactivo entrante y producto saliente. Detalles adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en los Ejemplos 10 y 11 más adelante.

La **Figura 19** - Proceso de CaSiO_3 - MgO , Casos 12 y 13. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La

000023

reacción neta es la captura de CO_2 de los gases de combustión utilizando materia prima económica, CaSiO_3 , CO_2 y agua, para formar SiO_2 y CaCO_3 . Los resultados de esta simulación indican que es eficiente utilizar el calor de HCl que reacciona con CaSiO_3 y el calor de los gases de combustión emitidos por un gas natural o planta de energía encendida con carbón para llevar a cabo la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ para formar MgO . Después, el MgO reacciona con H_2O para formar $\text{Mg}(\text{OH})_2$, que luego reacciona con una solución saturada de $\text{CaCl}_2/\text{H}_2\text{O}$ y CO_2 de los gases de combustión para formar CaCO_3 , que se filtra del flujo. El MgCl_2 resultante que se forma se recicla en el primer reactor para comenzar el proceso nuevamente. En esta modalidad, el hexahidrato de cloruro de magnesio se deshidrata en dihidrato de cloruro de magnesio $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ en la primera cámara utilizando el calor del HCl y la reacción de CaSiO_3 y se descompone en una segunda cámara a 450°C utilizando el calor de los gases de combustión. Por lo tanto la descomposición pasa completamente MgO . Las reacciones principales que ocurren en esta cámara se pueden representar como sigue:

000024

Reacción	ΔH kJ/mol **	Rango de Temperatura de la Reacción
$MgCl_2 \cdot 6H_2O \rightarrow MgO + 5H_2O + 2HCl$	560	450 °C - 500 °C
$2HCl(g) + CaSiO_3 \rightarrow CaCl_2(aq) + H_2O + SiO_2\downarrow$	-264	90 °C - 150 °C
$MgO + CO_2 + CaCl_2(aq) \rightarrow MgCl_2(aq) + CaCO_3\downarrow$	-133	25 °C - 95 °C

5 ** Las entalpías se basan en las temperaturas de
reacción, y las temperaturas de los flujos de reactivo
entrante y producto saliente. Detalles adicionales con
10 respecto a esta simulación se proporcionan en los Ejemplos 12
y 13 más adelante.

La **Figura 20** - Proceso de $MgSiO_3$ - $Mg(OH)Cl$, Casos 14 y
15. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que
proporciona parámetros y resultados de una simulación de
15 proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La
reacción neta es la captura de CO_2 de los gases de combustión
utilizando materia prima económica, $MgSiO_3$, CO_2 y agua, para
formar SiO_2 y $MgCO_3$. Los resultados de esta simulación indican
que es eficiente utilizar el calor del HCl que reacciona con
20 $MgSiO_3$ y el calor de los gases de combustión emitidos por un
gas natural o planta de energía encendida con carbón para
llevar a cabo la descomposición de $MgCl_2 \cdot 2H_2O$ para formar
 $Mg(OH)Cl$. Después, el $Mg(OH)Cl$ reacciona con H_2O para formar
 $MgCl_2$ y $Mg(OH)_2$, que luego reacciona con CO_2 de los gases de

combustión para formar MgCO_3 , el cual se filtra del flujo. El MgCl_2 resultante formado se recicla en el primer reactor para comenzar el proceso nuevamente. En esta modalidad, el cloruro de magnesio permanece en la forma de dihidrato $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ debido a que el calor del HCl y MgSiO_3 antes de la descomposición a 250°C utilizando el calor de los gases de combustión. Por lo tanto, la descomposición pasa parcialmente a Mg(OH)Cl . Las reacciones principales que ocurren en esta cámara se pueden representar como sigue:

Reacción	ΔH kJ/mol **	Rango de Temperatura de la Reacción
$\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Mg(OH)Cl} + \text{H}_2\text{O}(g) + \text{HCl}(g)$	139.8	$230^\circ\text{C} - 260^\circ\text{C}$
$2\text{HCl}(g) + \text{MgSiO}_3 \rightarrow \text{MgCl}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{SiO}_2\downarrow$	-282.8	$90^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}$
$2\text{Mg(OH)Cl} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{MgCl}_2 + \text{MgCO}_3\downarrow + \text{H}_2\text{O}$	-193.1	$25^\circ\text{C} - 95^\circ\text{C}$

** Las entalpías se basan en las temperaturas de reacción, y las temperaturas de los flujos de reactivo entrante y producto saliente. Detalles adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en los Ejemplos 14 y 15 más adelante.

La **Figura 21** - Proceso de MgSiO_3 - MgO , Casos 16 y 17. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La

000026

reacción neta es la captura de CO_2 de los gases de combustión utilizando materia prima económica, MgSiO_3 , CO_2 y agua, para formar SiO_2 y MgCO_3 . Los resultados de esta simulación indican que es eficiente utilizar el calor del HCl que reacciona con MgSiO_3 y el calor de los gases de combustión emitidos por un gas natural o planta de energía encendida con carbón para llevar a cabo la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ para formar MgO . Después, el MgO reacciona con H_2O para formar $\text{Mg}(\text{OH})_2$, que luego reacciona con CO_2 de los gases de combustión para formar MgCO_3 , el cual se filtra del flujo. En esta modalidad, el cloruro de magnesio permanece en la forma de dihidrato $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ debido al calor del HCl y MgSiO_3 antes de la descomposición a 450°C utilizando el calor de los gases de combustión. Por lo tanto la descomposición pasa completamente a MgO . Las reacciones principales que ocurren en esta cámara se pueden representar como sigue:

20

Reacción	ΔH kJ/mol **	Rango de Temperatura de la Reacción
$\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{MgO} + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) + 2\text{HCl}(\text{g})$	232.9	$450^\circ\text{C} - 500^\circ\text{C}$
$2\text{HCl}(\text{g}) + \text{MgSiO}_3 \rightarrow \text{MgCl}_2(\text{aq}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) + \text{SiO}_2\downarrow$	-293.5	$90^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}$
$\text{MgO} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{MgCO}_3\downarrow$	-100	$25^\circ\text{C} - 95^\circ\text{C}$

** Las entalpías se basan en las temperaturas de reacción, y las temperaturas de los flujos de reactivo

000027

entrante y producto saliente. Detalles adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en los Ejemplos 16 y 17 más adelante.

La **Figura 22** - Proceso de Dióxido-Mg(OH)Cl, Casos 18 y 19. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La reacción neta es la captura de CO₂ de los gases de combustión utilizando materia prima económica, dióxido MgCa(SiO₃)₂, CO₂ y agua, para formar SiO₂ y dolomita MgCa(CO₃)₂. Los resultados de esta simulación indican que es eficiente utilizar el calor del HCl que reacciona con MgCa(SiO₃)₂ y el calor de los gases de combustión emitidos por un gas natural o planta de energía encendida con carbón para llevar a cabo la descomposición de MgCl₂·6H₂O para formar Mg(OH)Cl. Después, el Mg(OH)Cl reacciona con H₂O para formar MgCl₂ y Mg(OH)₂, que luego reacciona con una solución saturada de CaCl₂/H₂O y CO₂ de los gases de combustión para formar MgCa(CO₃)₂ el cual se filtra del flujo. El MgCl₂ resultante formado se recicla en el primer reactor para comenzar el proceso nuevamente. En esta modalidad, el hexahidrato de cloruro de magnesio se deshidrata en dihidrato de cloruro de magnesio MgCl₂·2H₂O en la primera cámara utilizando el calor de la reacción de HCl y CaSiO₃ y se descompone en Mg(OH)Cl en una segunda cámara para

000023

250°C utilizando el calor de los gases de combustión. Las reacciones principales que ocurren en esta cámara se pueden representar como sigue:

Reacción	ΔH kJ/mol **	Rango de Temperatura de la Reacción
$MgCl_2 \cdot 6H_2O \rightarrow Mg(OH)Cl + 5H_2O(g) + HCl(g)$	433	230 °C - 260 °C
$2HCl(g) + MgCa(SiO_3)_2 \rightarrow CaCl_2(aq) + MgSiO_3\downarrow + SiO_2\downarrow + H_2O$	-235	90 °C - 150 °C
$2HCl(g) + MgSiO_3 \rightarrow MgCl_2(aq) + SiO_2\downarrow + H_2O$	-282.8	90 °C - 150 °C
$4Mg(OH)Cl + 2CO_2 + CaCl_2(aq) \rightarrow MgCa(CO_3)_2\downarrow + 3MgCl_2(aq) + 2H_2O$	-442	25 °C - 95 °C

** Las entalpías se basan en las temperaturas de reacción, y las temperaturas de los flujos de reactivo entrante y producto saliente. Detalles adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en los Ejemplos 18 y 19 más adelante.

La **Figura 23** - Proceso de Diópsido-MgO, Casos 20 y 21. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. La reacción neta es la captura de CO₂ de los gases de combustión utilizando materia prima económica, diópsido MgCa(SiO₃)₂, CO₂ y agua, para formar SiO₂ y dolomita MgCa(CO₃)₂. Los resultados de esta simulación indican que es eficiente utilizar el calor del HCl que reacciona con MgCa(SiO₃)₂ y el calor de los gases

de combustión emitidos por un gas natural o planta de energía encendida con carbón y/u otra fuente de calor para llevar a cabo la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ para formar MgO . Después, el MgO reacciona con H_2O para formar $\text{Mg}(\text{OH})_2$, que luego reacciona con una solución saturada de $\text{CaCl}_2/\text{H}_2\text{O}$ y CO_2 de los gases de combustión para formar $\text{MgCa}(\text{CO}_3)_2$ el cual se filtra del flujo. El MgCl_2 resultante formado se recicla en el primer reactor para comenzar el proceso nuevamente. En esta modalidad, el hexahidrato de cloruro de magnesio se deshidrata en dihidrato de cloruro de magnesio $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ en la primera cámara utilizando el calor de la reacción del HCl y CaSiO_3 y se descompone en MgO en una segunda cámara a 450°C utilizando al calor de los gases de combustión. Las reacciones principales que ocurren en esta cámara se pueden representar como sigue:

Reacción	ΔH kJ/mol **	Rango de Temperatura de la Reacción
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{MgO} + 5\text{H}_2\text{O} + 2\text{HCl}$	560	$450^\circ\text{C} - 500^\circ\text{C}$
$2\text{HCl}(g) + \text{MgCa}(\text{SiO}_3)_2 \rightarrow \text{CaCl}_2(g) + \text{MgSiO}_3\downarrow + \text{SiO}_2\downarrow + \text{H}_2\text{O}$	-240	$90^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}$
$2\text{HCl}(aq) + \text{MgSiO}_3 \rightarrow \text{MgCl}_2(aq) + \text{SiO}_2\downarrow + \text{H}_2\text{O}$	-288	$90^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}$
$2\text{MgO} + 2\text{CO}_2 + \text{CaCl}_2(aq) \rightarrow \text{MgCa}(\text{CO}_3)_2\downarrow + \text{MgCl}_2(aq)$	-258	$25^\circ\text{C} - 95^\circ\text{C}$

** Las entalpías se basan en las temperaturas de reacción, y las temperaturas de los flujos de reactivo

000030

entrante y producto saliente. Detalles adicionales con respecto a esta simulación se proporcionan en los Ejemplos 20 y 21 más adelante.

La **Figura 24** ilustra el porcentaje de CO_2 capturado al
5 variar las concentraciones de CO_2 en los gases de combustión,
variar las temperaturas, ya sea si los gases de combustión
fueron originados de carbón o gas natural, y también ya sea
si el proceso se basó en descomposición completa o parcial.
Ver los Ejemplos 10 al 13 de los procesos de $\text{CaSiO}_3\text{-Mg(OH)Cl}$
10 y $\text{CaSiO}_3\text{-MgO}$.

La **Figura 25** ilustra el porcentaje de CO_2 capturado al
variar las concentraciones de CO_2 en los gases de combustión,
variar las temperaturas, ya sea si los gases de combustión
fueron originados de carbón o gas natural, y también ya sea
15 si el proceso se basó en descomposición completa o parcial.
Ver los Ejemplos 14 al 17 de los procesos de $\text{MgSiO}_3\text{-Mg(OH)Cl}$
y $\text{MgSiO}_3\text{-MgO}$.

La **Figura 26** ilustra el porcentaje de CO_2 capturado al
variar las concentraciones de CO_2 en los gases de combustión,
20 variar las temperaturas, ya sea si los gases de combustión
fueron originados de carbón o gas natural, y también ya sea
si el proceso se basó en descomposición completa o parcial.
Ver los Ejemplos 18 al 21 de los procesos de Dióxido -
 Mg(OH)Cl y Dióxido - MgO .

000031

La **Figura 27** es un diagrama de flujo de proceso simplificado correspondiente a algunas modalidades de la presente invención en las que se utilizan dos sales diferentes, p.ej., Ca^{2+} y Mg^{2+} , para la descomposición y carbonatación.

Las **Figuras 28-29** muestran gráficas de los porcentajes de masa de muestras calientes de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Las masas iniciales de las muestras fueron aproximadamente 70 mg cada una y se establecieron cada uno al 100%. Durante el experimento, las masas de las muestras fueron medidas mientras estaban siendo descompuestas térmicamente. La temperatura subió a 200 °C luego se incrementó adicionalmente en el curso de una corrida de 12 horas. Las identidades de los materiales descompuestos se pueden confirmar al compararlos contra las mesetas teóricas proporcionadas. La Figura 28 es una superposición de dos curvas, la primera es una línea continua, la cual es una curva de tiempo (minutos) contra la temperatura (°C). La línea ilustra el aumento de temperatura en el tiempo; la segunda curva, la cual es una curva punteada es una curva de porcentaje de peso % (100% = peso original de la muestra) contra el tiempo, la cual ilustra la reducción del peso de la muestra en el tiempo ya sea por deshidratación o descomposición. La Figura 29 también es una superposición de dos curvas, la primera (la línea

000032

continua) es una gráfica de % de peso contra la temperatura ($^{\circ}\text{C}$), que ilustra el peso de la muestra disminuyendo mientras la temperatura aumenta; la segunda curva (la línea punteada) es una curva derivada del % de peso con respecto a la temperatura ($\text{wt.\%/}^{\circ}\text{C}$) contra la temperatura $^{\circ}\text{C}$. Cuando este valor es alto indica una alta tasa de pérdida de peso por cada cambio por grado. Si este valor es cero, el peso de la muestra sigue siendo el mismo aunque la temperatura aumente, lo que indica una ausencia de deshidratación o descomposición. Observar que las Figuras 28 y 29 son para la misma muestra.

La **Figura 30** - Descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ a 500°C después de una hora. Esta gráfica muestra los pesos normalizados final e inicial de cuatro corridas de prueba de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ después de calentar a 500°C por una hora. El peso final consistente confirma que el MgO se hace por la descomposición a esta temperatura.

La **Figura 31** - Descomposición de Tres Cámaras. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. En esta modalidad, el calor de los gases de combustión fríos (cámara 1), el calor del reactor de disolución de mineral (cámara 2), y el gas natural externo (cámara 3) se utilizan como fuentes

000033

de calor. Este diagrama de flujo de proceso ilustra un proceso de tres cámaras para la descomposición a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. La primera cámara se calienta por gases de combustión de $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ para proporcionar algo de calor inicial aproximadamente $\sim 8.2\%$ del calor total requerido, la segunda cámara que se basa en el calor recuperado del reactor de disolución de mineral para proporcionar el 83% del calor necesario para la descomposición del cual el 28% es de la reacción de ácido hidroclicórico/mineral de silicato y el 55% es de la condensación y formación de ácido hidroclicórico, y finalmente la tercera cámara, que utiliza gas natural como una fuente externa del calor restante que es el 8.5% del valor total. El CO_2 es de una planta de energía de ciclo combinado de gas natural, de tal forma que muy poco calor está disponible de la planta de energía para dar energía a la reacción de descomposición.

La **Figura 32** - Descomposición de Cuatro Cámaras. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. En esta modalidad, el calor de los gases de combustión fríos (cámara 1), el calor del vapor adicional (cámara 2), el calor del reactor de disolución de mineral (cámara 3), y el gas natural externo (cámara 4) se utilizan como fuentes de calor. Este

000034

diagrama de flujo de proceso ilustra un proceso de cuatro cámaras para la descomposición a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$, la primera cámara proporciona gases de combustión de $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ para proporcionar algo de calor inicial aproximadamente $\sim 8.2\%$ del valor total
5 requerido, la segunda cámara proporciona calor en la forma de vapor extra que es 0.8% del calor total necesario, la tercera cámara la cual se basa en el calor recuperado del reactor de disolución de mineral para proporcionar el 83% del calor necesario para la descomposición del cual el 28% es de la
10 reacción de ácido hidroclicórico/mineral de silicato y el 55% es de la condensación y formación de ácido hidroclicórico, y finalmente la cuarta cámara, que utiliza el gas natural como una fuente externa del calor restante que es el 8.0% del valor total. El CO_2 es de una planta de energía de ciclo
15 combinado de gas natural, de tal forma que muy poco calor está disponible de la planta de energía para dar energía a la reacción de descomposición.

La **Figura 33** - Descomposición de Dos Cámaras. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que
20 proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. En esta modalidad, el calor del reactor de disolución de mineral (cámara 1), y gas natural externo (cámara 2) se utilizan como fuentes de calor. Este diagrama de flujo de proceso ilustra

000035

un proceso de dos cámaras para la descomposición a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$, la primera cámara que se basa en el calor recuperado del reactor de disolución de mineral para proporcionar el 87% de calor necesario para la descomposición del cual el 28% es de la reacción de ácido hidroclicórico/mineral de silicato y el 59% es de la condensación y formación de ácido hidroclicórico, y la segunda cámara, que utiliza el gas natural como una fuente externa del calor restante que es el 13% del calor total. El CO_2 es de una planta de energía de ciclo combinado de gas natural, de tal forma que muy poco calor está disponible de la planta de energía para dar energía a la reacción de descomposición.

La **Figura 34** - Descomposición de Dos Cámaras. Esta figura muestra un diagrama de flujo de proceso que proporciona parámetros y resultados de una simulación de proceso utilizando el software de proceso Aspen Plus. En esta modalidad, el calor del reactor de disolución de mineral (cámara 1), y los gases de combustión calientes de la planta de energía de ciclo abierto de gas natural (cámara 2) se utilizan como fuentes de calor. Este diagrama de flujo de proceso ilustra un proceso de dos cámaras para la descomposición a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$, la primera cámara que se basa en el calor recuperado del reactor de disolución de mineral para proporcionar el 87% del calor necesario para la

000036

descomposición del cual el 28% es de la reacción de ácido
hidroclórico/mineral de silicato y el 59% es de la
condensación y formación de ácido hidroclórico, y la segunda
cámara, la cual utiliza gases de combustión calientes como
una fuente externa del calor restante que es el 13% del calor
total. El CO_2 es de una planta de energía de ciclo abierto
de gas natural, por lo tanto está disponible calor sustancial
de la planta de energía en la forma de gases de combustión de
600 °C para dar energía a la reacción de descomposición.

La **Figura 35** muestra un diagrama esquemático de un
reactor Auger que puede ser utilizado para la reacción de
descomposición de sal, incluyendo la descomposición de
 $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ a $\text{M}(\text{OH})\text{Cl}$ o MgO . Tales reactores pueden comprender
calentamiento interno para la utilización eficiente del
calor, aislamiento externo para la utilización eficiente del
calor, un mecanismo de tornillo para el transporte adecuado
de sólidos (cuando hay sólidos presentes), ventilación
adecuada para la promoción de HCl . Tales reactores han sido
utilizados para preparar ~1.8kg de ~90% $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$.

La **Figura 36** muestra el índice de optimización para dos
corridas separadas para hacer $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ utilizando un reactor
Auger. El índice de optimización = % de conversión × % de
eficiencia.

000037

La **Figura 37** muestra un diagrama de flujo de proceso de un modelo Aspen que simula un Proceso de $\text{CaSiO}_3\text{-Mg(OH)Cl}$.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

- 5 La presente invención se refiere al secuestro de dióxido de carbono, incluyendo procesos de energía eficiente en los cuales los cloruros del Grupo 2 se convierten en hidróxidos y cloruro de hidrógeno del Grupo 2, que después se utilizan para remover el dióxido de carbono de los flujos de residuos.
- 10 En algunas modalidades, el cloruro de hidrógeno se puede hacer reaccionar además con silicatos del Grupo 2 para producir materiales de inicio de cloruro del Grupo 2 y sílice.

- En algunas modalidades, los métodos y aparatos de la
- 15 invención comprenden uno o más de los siguientes componentes generales: (1) la conversión de los minerales de silicato del Grupo 2 con cloruro de hidrógeno en cloruros del Grupo 2 y dióxido de silicio, (2) conversión de cloruros del Grupo 2 en hidróxidos del Grupo 2 y cloruro de hidrógeno, (3) una
- 20 descarbonatación acuosa por la cual el CO_2 gaseoso se absorbe en una mezcla cáustica acusa que comprende hidróxidos del Grupo 2 para formar productos de carbonato y bicarbonato del Grupo 2 y agua, (4) un proceso de separación por el cual los productos de carbonato y/o bicarbonato se separan de la

000038

mezcla líquida, (5) la reutilización o ciclación de subproductos, incluyendo la energía, de uno o más de los pasos o flujos de proceso en otros uno o más pasos o flujos de proceso. Cada uno de estos componentes generales se
5 explican a mayor detalle más adelante.

Mientras que muchas modalidades de la presente invención consumen algo de energía para lograr la absorción de CO₂ y otros químicos de los flujos de gases de combustión y para lograr los otros objetivos de la presente invención como se
10 describe en este documento, una ventaja de ciertas modalidades de la presente invención es que proporcionan eficiencias ecológicas que son superiores a ellas en el arte actual, mientras que se absorbe la mayor parte o todo del CO₂ emitido de una fuente dada, tal como una planta de energía.

Otro beneficio adicional de ciertas modalidades de la presente invención es que la distingue de otros procesos de remoción de CO₂ es que en algunas condiciones de mercado, los productos son de más valor considerablemente que los reactivos requeridos o la energía neta o costos de
15 depreciación de la planta. En otras palabras, ciertas modalidades son métodos industriales para producir productos de cloro-hidro-carbonato con un beneficio, mientras se logra remoción considerable de CO₂ y contaminantes incidentales de interés.
20

000039

I. Definiciones

Como se utiliza en este documento, los términos "carbonatos" o "productos de carbonato" se definen generalmente como componentes minerales que contienen el Grupo de carbonato, $[\text{CO}_3]^{2-}$. Por lo tanto, los términos abarcan tanto mezclas de carbonato/bicarbonato como especies que contienen únicamente el ion de carbonato. Los términos "bicarbonatos" y "productos de bicarbonato" se definen generalmente como componentes minerales que contienen el Grupo de bicarbonato, $[\text{HCO}_3]^{1-}$. Por lo tanto, los términos abarcan tanto las mezclas de carbonato/bicarbonato como las especies que contienen únicamente el ion de bicarbonato.

Como se utiliza en este documento "Ca/Mg" significa cualquiera de Ca solo, Mg solo o una mezcla tanto de Ca como de Mg. La relación de Ca con Mg puede oscilar de 0:100 a 100:0, incluyendo p.ej., 1:99, 5:95, 10:90, 20:80, 30:70, 40:60, 50:50, 60:40, 70:30, 80:20, 90:10, 95:5, y 99:1. Los símbolos "Ca/Mg", " $\text{Mg}_x\text{Ca}_{(1-x)}$ " y " $\text{Ca}_x\text{Mg}_{(1-x)}$ " son sinónimos. En contraste, "CaMg" o "MgCa" se refiere a una relación 1:1 de estos dos iones.

Como se utiliza en este documento, el término "eficiencia ecológica" se utiliza como sinónimo con el término "eficiencia termodinámica" y se define como la cantidad de CO_2 que se secuestra por ciertas modalidades de

000040

la presente invención por energía consumida (representada por la ecuación " $\partial \text{CO}_2 / \partial E$ "), las unidades apropiadas para este valor son kWh/ton CO_2 . El secuestro de CO_2 se denomina en términos de porcentaje del CO_2 total de la planta; el consumo
5 de energía se denomina de manera similar en términos del consumo total de energía de la planta.

Los términos "Grupo II" y "Grupo 2" se utilizan indistintamente.

"Hexahidrato" se refiere a $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

10 En la formación de bicarbonatos y carbonatos utilizando algunas modalidades de la presente invención, el término "relación de iones" se refiere a la relación de cationes en el producto dividida por el número de carbonos presentes en ese producto. Por lo tanto, un flujo de producto formado de
15 bicarbonato de calcio ($\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$) se puede decir que tiene una "relación de iones" de 0.5 (Ca/C), mientras que un flujo del producto formado de carbonato de calcio puro (CaCO_3) se puede decir que tiene una "relación de iones" de 1.0 (Ca/C). Por extensión, un número infinito de mezclas continuas de
20 carbonato y bicarbonato de cationes mono-, di- y trivalentes se puede decir que tienen relaciones de iones que varían entre 0.5 y 3.0.

Con base en el contexto, la abreviación "MW" significa tanto peso molecular como megavatios.

000041

La abreviación "PFD" es diagrama de flujo de proceso (Process Flow Diagram).

La abreviación "Q" es calor (o carga térmica), y el calor es un tipo de energía. Esto no incluye ningún otro tipo
5 de energía.

Como se utiliza en este documento, el término "secuestro" (Sequestration) se utiliza para referirse generalmente a las técnicas o prácticas cuyo efecto parcial o total es el de remover CO₂ de fuentes de emisiones puntuales
10 y para almacenar CO₂ en alguna forma para prevenir su retorno a la atmósfera. El uso de este término no excluye que ninguna forma de las modalidades descritas se considere como técnicas de "secuestro".

En el contexto de una fórmula química, la abreviación
15 "W" se refiere a H₂O.

Los piroxenos son un Grupo de minerales de silicato que se encuentran en muchas rocas ígneas y metamórficas. Éstos comparten una estructura común consistente de cadenas simples de tetraedros de sílice y se cristalizan en los sistemas
20 monoclinicos y ortorrómbicos. Los piroxenos tienen una fórmula general XY(Si,Al)₂O₆, donde X representa calcio, sodio, hierro (II) y magnesio y más raramente zinc, manganeso y litio y Y representa iones de menor tamaño, tales como cromo, aluminio, hierro (III), magnesio, manganeso, escandio,

000042

titanio, vanadio e incluso hierro (II).

Además, se pretende que los átomos que hacen los compuestos de la presente invención incluyan todas las formas isotrópicas de tales átomos. Los isótopos, como se utiliza en este documento, incluyen aquellos átomos que tienen el mismo número atómico pero diferentes números de masa. A manera de ejemplo general y sin limitación, los isótopos de hidrógeno incluyen tritio y deuterio, y los isótopos de carbono incluyen ^{13}C y ^{14}C .

El uso de la palabra "uno" o "una", cuando se utiliza en conjunción con "que comprende" en las reivindicaciones y/o la especificación puede significar "uno", pero también es consistente con el significado de "uno o más", "al menos uno", y "uno o más de uno".

A lo largo de esta solicitud, el término "aproximadamente" se utiliza para indicar que un valor incluye la variación inherente de error para el dispositivo, el método que se está empleando para determinar el valor, o la variación que existe entre los sujetos de estudio.

Los términos "comprender", "tener" e "incluir" son verbos copulativos abiertos. Cualquier forma o conjugación de uno o más de estos verbos, tales como "comprende", "que comprende", "tiene", "que tiene", "incluye" y "que incluye", también son abiertos. Por ejemplo, cualquier método que

000043

"comprende", "tiene" o "incluye" uno o más pasos, no está limitado a poseer solamente aquellos uno o más pasos y también cubre otros pasos no enlistados.

El término "efectivo", como el término se utiliza en la
5 especificación y/o reivindicaciones, significa adecuado para lograr un resultado deseado, esperado, o pretendido.

Las definiciones anteriores reemplazan cualquier definición en conflicto en cualquier referencia que se incorpore por referencia en este documento. El de que ciertos
10 términos están definidos, no obstante, no se deben considerar como indicativos de que cualquier término que no está definido sea indefinido. Más bien, todos los términos que se utilizan se cree que describen la invención en términos tales que alguien experimentado en la materia puede apreciar el
15 alcance y práctica de la presente invención.

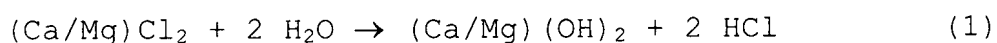
II. Secuestro de Dióxido de Carbono Utilizando Sales de los Metales del Grupo II

La Figura 1 representa un diagrama de flujo de proceso
20 simplificado que ilustra modalidades generales, ejemplares de los aparatos y métodos de la presente divulgación. Este diagrama se ofrece para propósitos ilustrativos solamente, y por lo tanto solamente representa modalidades específicas de la presente invención y no se pretende que limite de ninguna

000044

forma el alcance de las reivindicaciones.

En la modalidad que se muestra en la Figura 1, el reactor 10 (p.ej., una caldera de sal de carretera) utiliza energía, tal como energía externa y/o energía recapturada (p.ej., calor de gases de combustión calientes o una fuente externa de calor tal como concentración solar o combustión), para conducir una reacción representada por la ecuación 1.

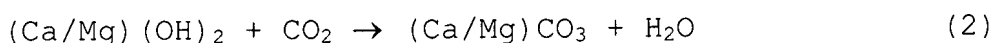


El agua que se utiliza en esta reacción puede estar en la forma de líquido, vapor, un hidrato cristalino, p.ej., $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, o puede ser supercrítica. En algunas modalidades, la reacción utiliza MgCl_2 para formar $\text{Mg}(\text{OH})_2$ y/o $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ (ver, p.ej., la Figura 2). En algunas modalidades, la reacción utiliza CaCl_2 para formar $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Parte o todo el hidróxido o cloruro de hidrógeno el Grupo 2 (no mostrado) de la ecuación 1 se puede entregar al reactor 20. En algunas modalidades, parte o todo del hidróxido del Grupo 2 y/o cloruro de hidrógeno del Grupo 2 se entrega al reactor 20 como una solución acuosa. En algunas modalidades, parte o todo del hidróxido del Grupo 2 se entrega al reactor 20 en una suspensión acuosa. En algunas modalidades, parte o todo del hidróxido del Grupo 2 se entrega al reactor 20 como un sólido. En algunas modalidades, parte o todo del cloruro de hidrógeno (p.ej., en la forma de vapor o en la forma de ácido

000045

hidroclórico) se puede entregar al reactor 30 (p.ej., un fusor de roca). En algunas modalidades, los hidróxidos resultantes del Grupo 2 se calientan más para remover agua y formar los óxidos del Grupo 2 correspondientes. En algunas
5 variantes, parte o todos de estos óxidos del Grupo 2 se pueden entonces entregar al reactor 20.

El dióxido de carbono de una fuente, p.ej., gases de combustión, entra al proceso en el reactor 20 (p.ej., un reactor de lecho fluidizado, un descarbonatador de torre de
10 pulverización o un borboteador de descarbonatación), potencialmente después de intercambiar inicialmente el calor residual con un sistema de generación de calor residual/DC. En algunas modalidades, la temperatura de los gases de combustión es el menos 125 °C. El hidróxido del Grupo 2,
15 parte o todo del cual puede ser obtenido del reactor 10, reacciona con el dióxido de carbono en el reactor 20 de acuerdo con la reacción que se representa por la ecuación 2.

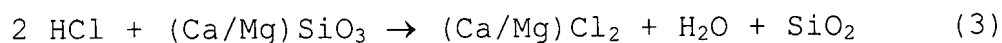


el agua que se produce a partir de esta reacción se
20 puede entregar de regreso al reactor 10. El carbonato del Grupo 2 típicamente se separa de la mezcla de reacción. Los carbonatos del Grupo 2 tienen una K_{sp} muy baja (constante de solubilidad del producto). De tal forma que se separan como sólidos de otros compuestos, más solubles que se pueden

000046

mantener en solución. En algunas modalidades, la reacción
 procede a través de sales de bicarbonato del Grupo 2. En
 algunos es las sales de bicarbonato del Grupo 2 se generan y
 opcionalmente luego se separan de la mezcla de reacción. En
 5 algunas modalidades, los óxidos del Grupo 2, opcionalmente
 junto con o de manera separada de los hidróxidos del Grupo 2,
 se hacen reaccionar con el dióxido de carbono para también
 formar sales de carbonato del Grupo 2. En algunas
 modalidades, los gases de combustión, de los cuales han sido
 10 removidos el CO₂ y/u otros contaminantes, son liberados al
 aire.

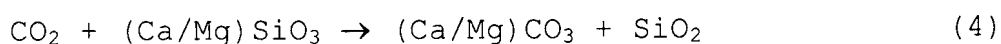
Los silicatos del Grupo 2 (p.ej., CaSiO₃, MgSiO₃,
 MgO·FeO·SiO₂, etc.) entran al proceso en el reactor 30
 (p.ej., un fusor de roca o un reactor de disociación de
 15 mineral). Algunas modalidades, estos silicatos del Grupo 2 se
 muelen en un paso previo. En algunas modalidades, los
 silicatos del Grupo 2 son inosilicatos. Estos minerales se
 pueden hacer reaccionar con ácido hidroclicóric, ya sea como
 un gas o en la forma de ácido hidroclicóric, algunos o todos
 20 de los cuales se pueden obtener del reactor 10, para formar
 los cloruros de metal del Grupo 2 correspondientes (CaCl₂ y/o
 MgCl₂), agua y arena (SiO₂). La reacción se puede representar
 por la ecuación 3.



000047

Parte o toda el agua producida a partir de esta reacción se puede entregar al reactor 10. Algunos o todos los cloruros del Grupo 2 de la ecuación 3 se pueden entregar al reactor 20. En algunas modalidades, parte o todo del cloruro del Grupo 2 se puede entregar al reactor 20 como una solución acuosa. En algunas modalidades, parte o todo del cloruro del Grupo 2 se entrega al reactor 20 en una suspensión acuosa. En algunas modalidades, parte o todo del cloruro del Grupo 2 se entrega al reactor 20 como un sólido.

La reacción neta que captura la suma de las ecuaciones 1-3 se muestra aquí como la ecuación 4:



En otra modalidad, el secuestrante $\text{Mg}_x\text{Ca}_{(1-x)}\text{CO}_3$ resultante se hace reaccionar con HCl en una manera para regenerar y concentrar el CO_2 . Por lo tanto, el Ca/MgCl_2 que se forma se regresa al reactor de descomposición para producir CO_2 absorbiendo hidróxidos o hidroxihaluros.

A través del proceso que se muestra en la Figura 1 y que se describe en este documento, los carbonatos del Grupo 2 se generan como material secuestrante final a partir del CO_2 capturado. Parte o toda el agua, cloruro de hidrógeno y/o energía de reacción se pueden ciclar. En algunas modalidades, solamente algunos de estos o ninguno se ciclan. En algunas modalidades, el agua, cloruro de hidrógeno y energía de

000043

reacción se pueden utilizar para otros propósitos.

En algunas modalidades, y dependiendo de la concentración de CO_2 en el flujo de gases de combustión de una planta dada, los métodos que se divulgan en este documento se pueden utilizar para capturar el 33-66% del CO_2 de la planta utilizando solamente calor como el conductor (sin penalización eléctrica). En algunas modalidades, las eficiencias de los métodos que se divulgan en este documento mejoran con concentraciones menores de CO_2 , y aumentan con mayores temperaturas de gases de combustión (sin refinar). Por ejemplo, a 320 °C y 7% de concentración de CO_2 , el 33% del CO_2 de los gases de combustión se pueden generalizar a partir solamente del calor residual. En otras modalidades, p.ej., en las temperaturas de salida de las turbinas de gas natural, se puede lograr aproximadamente el 100% de mineralización.

Estos métodos y dispositivos se pueden modificar adicionalmente, p.ej., con componentes modulares, optimizar y mejorar utilizando los principios y técnicas de la química, ingeniería química, y/o ciencia de los materiales aplicados por una persona experimentada en la materia. Tales principios y técnicas se enseñan, por ejemplo, en el documento de Patente de los Estados Unidos 7,727,374, las Publicaciones de Solicitud de Patente de los Estados Unidos 2006/0185985 y

000049

2009/0127127, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No. 11/233,509, presentada el 22 de septiembre de 2005, la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/718,906, presentada el 20 de septiembre de 2005; la
5 Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/642,698, presentada el 10 de enero de 2005; la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/612,355, presentada el 23 de septiembre de 2004, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No. 12/235,482, presentada el
10 22 de septiembre de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 60/973,948, presentada el 20 de septiembre de 2007, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/032,802, presentada el 29 de febrero de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/033,298, presentada
15 el 3 de marzo de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/288,242, presentada el 20 de enero de 2010, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/362,607, presentada el 8 de julio de 2010, y la Solicitud Internacional No. PCT/US08/77122, presentada el 19 de
20 septiembre de 2008. Todo el texto de cada una de las divulgaciones referenciadas anteriormente (incluyendo cualquier apéndice) se incorpora específicamente por referencia en este documento.

000050

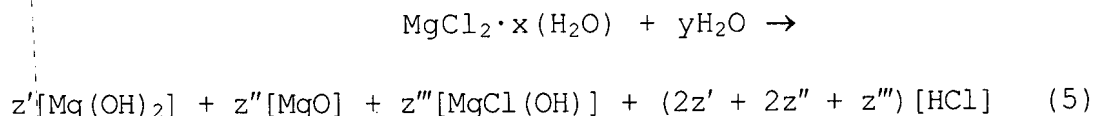
Los ejemplos anteriores fueron incluidos para demostrar las modalidades particulares de la invención. Sin embargo, aquellos experimentados en la materia deberán apreciar, a la luz de la presente divulgación, que se pueden hacer muchos cambios en las modalidades específicas que se divulgan y todavía obtener un resultado similar sin apartarse del espíritu y el alcance de la invención.

III. Secuestro de Dióxido de Carbono Utilizando Mg^{2+} como

10 Catalizador

La Figura 2 representa un diagrama de flujo de proceso simplificado que ilustra modalidades generales, ejemplares de los aparatos y métodos de la presente divulgación. Este diagrama se ofrece para propósitos ilustrativos solamente, y por lo tanto solamente representa modalidades específicas de la presente invención y no se pretende que limite el alcance de las reivindicaciones en ninguna forma.

En la modalidad que se muestra en la Figura 2, el reactor 100 utiliza energía, tal como energía externa y/o energía recapturada (p.ej., calor de los gases de combustión), para conducir una reacción de tipo de descomposición representada por la ecuación 5.



000051

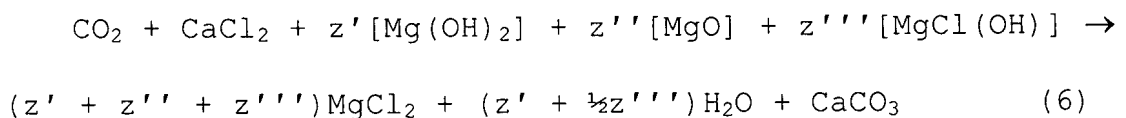
El agua utilizada en esta reacción puede estar en la forma de un hidrato de cloruro de magnesio, líquido, vapor y/o puede ser supercrítica. En algunas modalidades, la reacción puede ocurrir en uno, dos, tres o más reactores. En algunas modalidades, la reacción puede ocurrir un lote, semi-lote de proceso continuo. En algunas modalidades, parte o todo del producto de sal de magnesio puede ser entregado al reactor 200. En algunas modalidades, parte o todo del producto de sal de magnesio se entrega al reactor 200 como una solución acuosa. En algunas modalidades, parte o todo del producto de sal de magnesio se entrega al reactor 200 en una suspensión acuosa. En algunas modalidades, parte o todo del producto de sal de magnesio se entrega al reactor 200 como un sólido. En algunas modalidades, parte o todo del cloruro de hidrógeno (p.ej., en la forma de vapor o en la forma de ácido hidroclórico) se puede entregar al reactor 300 (p.ej., un fusor de roca). En algunas modalidades, el $Mg(OH)_2$ se calienta adicionalmente para remover el agua y formar MgO . En algunas modalidades, el $MgCl(OH)$ se calienta adicionalmente para remover HCl y formar MgO . En algunas variantes, uno o más de $Mg(OH)_2$, $MgCl(OH)$ y MgO se pueden entonces entregar al reactor 200.

El dióxido de carbono de una fuente p.ej., gases de combustión, entra al proceso en el reactor 200 (p.ej., un

000052

reactor de lecho fluidizado, un descarbonatador de torre de pulverización o un borboteador de descarbonatación), potencialmente después de intercambiar inicialmente el calor residual con un sistema de generación de calor residual/DC.

5 En algunas modalidades, la temperatura de los gases de combustión es el menos 125 °C. El producto de sal de magnesio se mezcla con el dióxido de carbono desde el reactor 100 y CaCl_2 (p.ej., sal de roca). El dióxido de carbono reacciona con el producto de sal de magnesio y CaCl_2 en el reactor 200
10 de acuerdo con la reacción representada por la ecuación 6.

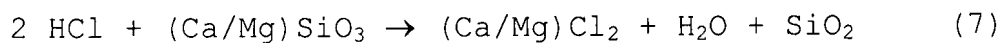


en algunas modalidades, el agua producida a partir de esta reacción se puede entregar de regreso al reactor 100. El
15 producto de carbonato de calcio (p.ej., caliza, calcita) se separa típicamente (p.ej., a través de precipitación) de la mezcla de reacción. En algunas modalidades, la reacción procede a través del carbonato de magnesio y las sales de bicarbonato. En algunas modalidades, la reacción procede a
20 través de las sales de bicarbonato de calcio. En algunas modalidades, se genera diferentes sales de bicarbonato del Grupo 2 y después opcionalmente se separan de la mezcla de reacción. En algunas modalidades, los gases de combustión, de los cuales se pueden haber removido el CO_2 y/u otros

000053

contaminantes, se liberan al aire, opcionalmente después de una o más purificaciones adicionales y/o pasos de tratamiento. En algunas modalidades, el producto de MgCl_2 , opcionalmente hidratado, se regresa al reactor 100. En 5 algunas modalidades, el producto de MgCl_2 se somete a uno o más pasos de aislamiento, purificación y/o hidratación antes de ser regresado al reactor 100.

El silicato de calcio (p.ej., $3\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$, Ca_3SiO_5 ; $2\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$, Ca_2SiO_4 ; $3\text{CaO}\cdot 2\text{SiO}_2$, $\text{Ca}_3\text{Si}_2\text{O}_7$ y $\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$, CaSiO_3 10 entra al proceso en el reactor 300 (p.ej., un fusor de roca). En algunas modalidades, estos silicatos del Grupo 2 se muelen en un paso previo. En algunas modalidades, los silicatos del Grupo 2 son inosilicatos. En la modalidad de la Figura 2, el inosilicato es CaSiO_3 (p.ej., wollastonita, la cual puede por 15 sí misma, en algunas modalidades, contener ciertas cantidades de hierro, magnesio y/o manganeso en sustitución de hierro). El CaSiO_3 se reacciona con el cloruro de hidrógeno, ya sea gas o en la forma de ácido hidroclórico, parte o todo del cual puede ser obtenido de la reactor 100, para formar CaCl_2 , 20 agua y arena (SiO_2). La reacción se puede representar por la ecuación 7.

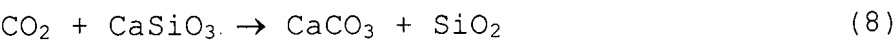


000054

Reacción	ΔH kJ/mol **	Rango de Temperatura de la Reacción
$2 \text{ HCl}(g) + \text{CaSiO}_3 \rightarrow \text{CaCl}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{SiO}_2$	-254	90 °C - 150 °C
$2 \text{ HCl}(g) + \text{MgSiO}_3 \rightarrow \text{MgCl}_2(aq) + \text{H}_2\text{O} + \text{SiO}_2$	-288	90 °C - 150 °C

5 ** Las entalpías se basan en las temperaturas de
reacción, y las temperaturas de los flujos de reactivo
entrante y producto saliente. Parte o toda el agua producida
de esta reacción se puede entregar al reactor 100. Parte o
10 todo el CaCl_2 de la ecuación 7 se puede entregar al reactor
200. En algunas modalidades, parte o todo del CaCl_2 se
entrega al reactor 200 como una solución acuosa. En algunas
modalidades, parte o todo del CaCl_2 se entrega al reactor 200
en una suspensión acuosa. En algunas modalidades, parte o
15 todo del CaCl_2 se entrega al reactor 200 como un sólido.

La reacción neta que captura la suma de las ecuaciones
5-7 se muestra aquí como la ecuación 8:



Reacción	ΔH kJ/mol **	ΔG kJ/mol **
$\text{CO}_2 + \text{CaSiO}_3 \rightarrow \text{CaCO}_3 + \text{SiO}_2$	-89	-39

20 ** Medida a temperatura y presión estándar (STP,
Standard Temperature and Pressure). Mediante el proceso que
se muestra en la Figura 2 y que se describe en este

documento, los carbonatos de calcio se generan como material secuestrante del extremo del CO₂ e inosilicato de calcio. Parte o todo de las diferentes sales de magnesio, agua, cloruro de hidrógeno y energía de reacción se pueden ciclar. En algunas modalidades, solamente algunos con ninguno de estos se ciclan. En algunas modalidades, el agua, el cloruro de hidrógeno y/o la energía de reacción hechos se pueden utilizar para otros propósitos.

Estos métodos y dispositivos se pueden modificar, optimizar y escalar adicionalmente, utilizando los principios y técnicas de la química, ingeniería química, y/o ciencia de los materiales aplicados por una persona experimentada en la materia. Tales principios y técnicas se enseñan, por ejemplo, en el documento de Patente de los Estados Unidos 7,727,374, las Publicaciones de Solicitud de Patente de los Estados Unidos 2006/0185985 y 2009/0127127, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No. 11/233,509, presentada el 22 de septiembre de 2005, la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/718,906, presentada el 20 de septiembre de 2005; la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/642,698, presentada el 10 de enero de 2005; la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/612,355, presentada el 23 de septiembre de 2004, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No.

000056

12/235,482, presentada el 22 de septiembre de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 60/973,948, presentada el 20 de septiembre de 2007, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/032,802, presentada el 29 de febrero de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/033,298, presentada el 3 de marzo de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/288,242, presentada el 20 de enero de 2010, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/362,607, presentada el 8 de julio de 2010, y la Solicitud Internacional No. PCT/US08/77122, presentada el 19 de septiembre de 2008. Todo el texto de cada una de las divulgaciones referenciadas anteriormente (incluyendo cualquier apéndice) se incorpora específicamente por referencia en este documento.

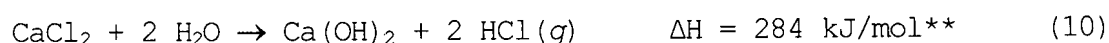
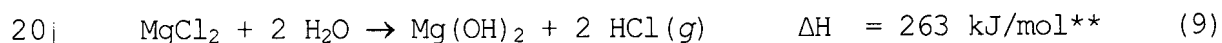
Los ejemplos anteriores fueron incluidos para demostrar las modalidades particulares de la invención. Sin embargo, aquellos experimentados en la materia deberán apreciar, a la luz de la presente divulgación, que se pueden hacer muchos cambios en las modalidades específicas que se divulgan y todavía obtener un resultado similar sin apartarse del espíritu y el alcance de la invención.

000057

IV. Conversión de Cloruros del Grupo 2 en Hidróxidos del Grupo 2 o Cloruro de hidrógenos del Grupo II

En este documento se divulga un proceso que hace reaccionar un cloruro del Grupo 2, p.ej., CaCl_2 o MgCl_2 , con agua para formar un hidróxido del Grupo 2, un óxido del Grupo 2, y/o una sal mezclada tal como un cloruro de hidróxido del Grupo 2. Tales reacciones típicamente se denominan como descomposiciones. En algunas modalidades, el agua puede estar en la forma de líquido, vapor, de un hidrato de cloruro del Grupo 2, y/o ésta puede ser supercrítica. El vapor puede venir de un intercambiador de calor por el cual el calor de una reacción inmensamente combustible, esto es, gas natural oxígeno o hidrógeno y cloro, calienta un flujo de agua. En algunas modalidades, el vapor también puede ser generado mediante el uso del calor residual de la planta o fabrica. En algunas modalidades, la sal de cloruro, anhidro o hidratado, también se calienta.

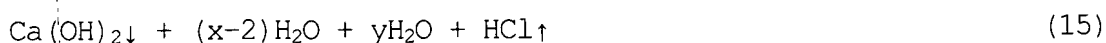
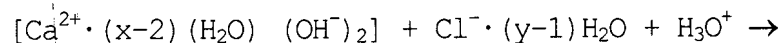
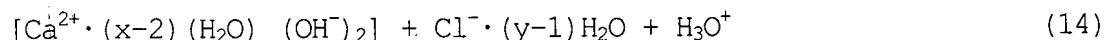
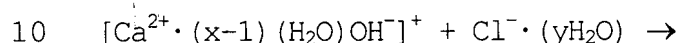
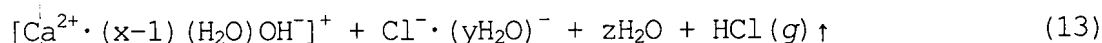
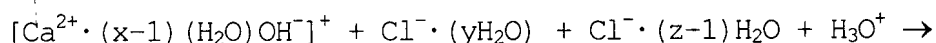
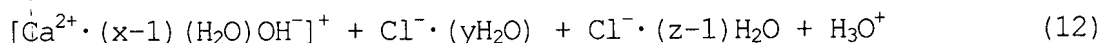
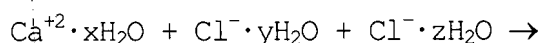
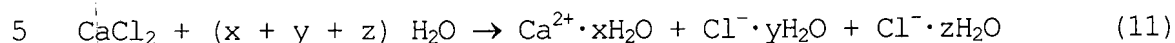
En el caso de Mg^{2+} y Ca^{2+} , las reacciones se pueden representar por las ecuaciones 9 y 10, respectivamente:



**Medidas a 100 °C. Las reacciones son endotérmicas lo que significa energía, p.ej., calor que tiene que ser aplicado para hacer que estas reacciones ocurran. Tal energía

000058

se puede obtener del calor residual generado de uno o más pasos del proceso exotérmico que se divulga en este documento. Las reacciones anteriores ocurren de acuerdo con uno o más de los siguientes pasos:



La entalpía de reacción (ΔH) para $\text{CaCl}_2 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow$

15 $\text{Ca}(\text{OH})_2 + 2 \text{HCl}(g)$ es 284 kJ/mol a 100 °C. En algunas variantes, se utiliza la sal $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, hexahidrato de magnesio. Ya que el agua se incorpora en la estructura molecular de la sal, el calentamiento directo sin ningún vapor o agua adicional se puede utilizar para iniciar la

20 descomposición. Las temperaturas de reacciones típicas para las siguientes reacciones son como se muestran aquí:

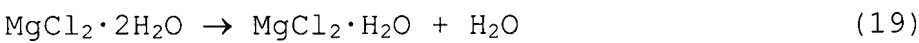
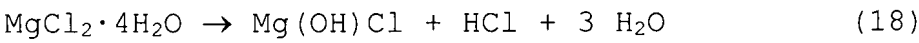
De 95-110 °C:



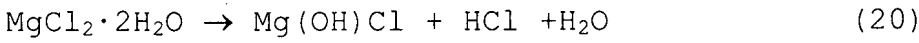
000059



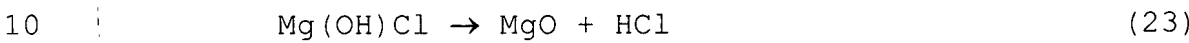
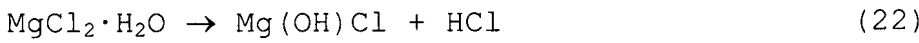
De 135-180 °C:



5 De 185-230 °C:



De >230 °C:



15

20

Reacción	Rango de Temperatura de Referencia	ΔH kJ/mol **	Temperatura de la Reacción
MgCl ₂ ·6H ₂ O → MgCl ₂ ·4H ₂ O + 2 H ₂ O (g)	95 °C - 110 °C	115.7	100 °C
MgCl ₂ ·4H ₂ O → MgCl ₂ ·2H ₂ O + 2 H ₂ O (g)	95 °C - 110 °C	134.4	100 °C
MgCl ₂ ·4H ₂ O → Mg(OH)Cl + HCl (g) + 3 H ₂ O (g)	135 °C - 180 °C	275	160 °C
MgCl ₂ ·2H ₂ O → MgCl ₂ ·H ₂ O + H ₂ O (g)	135 °C - 180 °C	70.1	160 °C
MgCl ₂ ·2H ₂ O → Mg(OH)Cl + HCl (g) +H ₂ O (g)	185 °C - 230 °C	141	210 °C
MgCl ₂ ·H ₂ O → MgCl ₂ + H ₂ O (g)	>230 °C	76.6	240 °C
MgCl ₂ ·H ₂ O → Mg(OH)Cl + HCl (g)	>230 °C	70.9	240 °C
Mg(OH)Cl → MgO + HCl (g)	>230 °C	99.2	450 °C

** Los valores fueron calculados en la temperatura de reacción (columna "Temperatura de la Reacción"). Ver la

000060

referencia química Kirk Othmer 4th Ed. Vol. 15 p. 343 1998 John Wiley and Sons, la cual se incorpora en este documento por referencia. Ver el ejemplo 1, más adelante, que proporciona resultados de una simulación que demuestra la capacidad de capturar CO₂ de los gases de combustión utilizando materia prima económica, CaCl₂, para formar CaCO₃. Ver también Energy Requirements and Equilibrium in the dehydration, hydrolysis and decomposition of Magnesium Chloride (Requerimientos de Energía y Equilibrio en la deshidratación, hidrólisis y descomposición del cloruro de magnesio) - K.K. Kelley, Bureau of Mines 1941 y Kinetic Analysis of Thermal Dehydration and Hydrolysis of MgCl₂·6H₂O by DTA and TG (análisis cinético de deshidratación térmica e hidrólisis de MgCl₂·6H₂O por DTA y TG) - Y. Kirsh, S. Yariv y S. Shoval - Journal of Thermal Analysis, Vol. 32 (1987), ambos de los cuales se incorporan en este documento por referencia en su totalidad.

V. Reacción de Hidróxidos del Grupo 2 y CO₂ para Formar Carbonatos del Grupo 2

En otro aspecto de la presente divulgación, se proporcionan aparatos y métodos para la descarbonatación de fuentes de dióxido de carbono utilizando hidróxidos del Grupo 2, óxidos del Grupo 2, y/o cloruros de hidróxidos del Grupo 2 como

000001

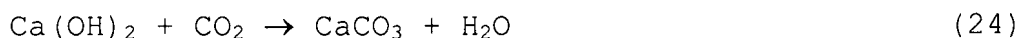
adsorbentes de CO₂. En algunas modalidades, el CO₂ se absorbe en una mezcla y/o solución cáustica acuosa donde ésta reacciona con el hidróxido y/o sales de óxido para formar productos de carbonato bicarbonato. Se conoce que el

5 hidróxido de sodio, hidróxido de calcio e hidróxido de magnesio, en diferentes concentraciones, absorbe fácilmente el CO₂. Por lo tanto, en modalidades de la presente invención, los hidróxidos del Grupo 2, óxidos del Grupo 2 (tales como CaO y/o MgO) y/u otros hidróxidos y óxidos,

10 p.ej., hidróxido de sodio, se pueden alcanzar como el reactivo absorbente.

Por ejemplo, hidróxido del Grupo 2, p.ej., obtenido de un cloruro del Grupo 2, se puede utilizar en una torre de adsorción para reaccionar con y capturar así el CO₂ con base

15 en una o ambas de las siguientes reacciones:



$$\Delta H = -117.92 \text{ kJ/mol}^{**}$$

$$\Delta G = -79.91 \text{ kJ/mol}^{**}$$



20 $\Delta H = -58.85 \text{ kJ/mol}^{**}$

$$\Delta G = -16.57 \text{ kJ/mol}^{**}$$

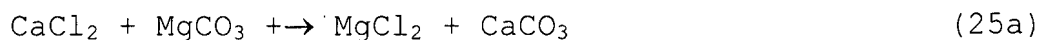
** Calculado en STP.

En algunas modalidades de la presente invención, la mayor parte o casi todo el dióxido de carbono se hace

000062

reaccionar de esta manera. En algunas modalidades, la reacción puede ser conducida para terminación, por ejemplo, mediante la remoción del agua, ya sea mediante procesos continuos o discontinuos, y/o por medio de la precipitación de bicarbonato, carbonato, o una mezcla de ambos tipos de sales. Ver el ejemplo 1, más adelante, que proporciona una simulación que demuestra la capacidad de capturar CO₂ de gases de combustión utilizando una materia prima económica, Ca(CO)₂ derivada de CaCl₂, para formar CaCO₃.

En algunas modalidades, un hidróxido inicialmente formado del Grupo 2 puede someterse a una reacción de intercambio de sales con un hidróxido de un segundo Grupo 2 para transferir el anión de carbonato. Por ejemplo:



Estos métodos y dispositivos se pueden modificar, optimizar y escalar adicionalmente, utilizando los principios y técnicas de la química, ingeniería química, y/o ciencia de los materiales aplicados por una persona experimentada en la materia. Tales principios y técnicas se enseñan, por ejemplo, en el documento de Patente de los Estados Unidos 7,727,374, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No. 11/233,509, presentada el 22 de septiembre de 2005, la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/718,906, presentada el 20 de septiembre de 2005; la Solicitud de

000063

Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/642,698, presentada el 10 de enero de 2005; la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/612,355, presentada el 23 de septiembre de 2004, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No. 12/235,482, presentada el 22 de septiembre de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 60/973,948, presentada el 20 de septiembre de 2007, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/032,802, presentada el 29 de febrero de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/033,298, presentada el 3 de marzo de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/288,242, presentada el 20 de enero de 2010, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/362,607, presentada el 8 de julio de 2010, y la Solicitud Internacional No. PCT/US08/77122, presentada el 19 de septiembre de 2008. Todo el texto de cada una de las divulgaciones referenciadas anteriormente (incluyendo cualquier apéndice) se incorpora específicamente por referencia en este documento.

20

VI. Minerales de Silicato para el Secuestro de Dióxido de Carbono

En aspectos de la presente invención se proporcionan métodos para el secuestro de dióxido de carbono utilizando minerales

000064

de silicato. Los minerales de silicato hacen una de las clases más grandes e importantes de minerales que forman roca, que constituyen aproximadamente el 90% de la corteza de la Tierra. Se clasifican con base en la estructura de su Grupo de silicato. Todos los minerales de silicato contienen silicio y oxígeno. En algunos aspectos de la presente invención, los silicatos del Grupo 2 se pueden utilizar para lograr el secuestro de energía eficiente del dióxido de carbono.

En algunas modalidades, se pueden utilizar las composiciones que comprenden inosilicatos del Grupo 2. Los inosilicatos, o silicatos de cadena, tienen cadenas de enlace del tetraedro de silicato ya sea con SiO_3 , relación 1:3, para cadenas simples o Si_4O_{11} , relación 4:11, para cadenas dobles.

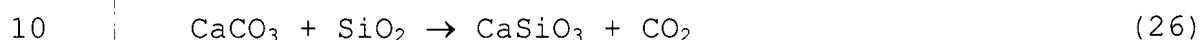
En algunas modalidades, los métodos que se divulgan en este documento utilizan composiciones que comprenden inosilicatos del Grupo 2 del Grupo de piroxeno. Por ejemplo, se puede utilizar enstatita (MgSiO_3).

En algunas modalidades, se utilizan las composiciones que comprenden inosilicatos del Grupo 2 del Grupo de piroxenos. Por ejemplo, se puede utilizar wollastonita (CaSiO_3). En algunas modalidades, se pueden utilizar composiciones que comprenden mezclas de inosilicatos del

000065

Grupo 2, por ejemplo, mezclas de enstatita y wollastonita. En algunas modalidades, se pueden utilizar composiciones que comprenden inosilicatos del Grupo 2 de metal mezclado, por ejemplo, diópsido ($\text{CaMgSi}_2\text{O}_6$).

5 La wollastonita ocurre por lo general como un constituyente como de una caliza impura metamorfoseada térmicamente. Típicamente la wollastonita resulta de la siguiente reacción (ecuación 26) entre calcita y sílice con la pérdida de dióxido de carbono:



En algunas modalidades, la presente invención tiene el resultado de invertir de manera efectiva este proceso natural. La wollastonita también se puede producir en una reacción de difusión en skarn. Esta se desarrolla cuando la caliza dentro de una arenisca se metamorfosea por un dique, lo que resulta en la formación de la wollastonita en la arenisca como resultado de la migración hacia afuera de los iones de calcio.

En algunas modalidades, la pureza de las composiciones de inosilicatos del Grupo 2 puede variar. Por ejemplo, se contempla que las composiciones de inosilicato del Grupo 2 que se utilizan en los procesos que se divulgan pueden contener cantidades variables de otros compuestos o minerales, incluyendo iones de metal que no son del Grupo 2.

000066

Por ejemplo, la wollastonita puede por sí misma contener pequeñas cantidades de hierro, magnesio, y manganeso en sustitución del calcio.

En algunas modalidades, se pueden utilizar las composiciones que comprenden olivino y/o serpentino. Se han intentado los procesos de secuestro de mineral de CO₂ que utilizan estos minerales. Las técnicas de Goldberg et al. (2001) se incorporan en este documento por referencia.

El mineral olivino es un silicato de magnesio y hierro con la fórmula (Mg,Fe)₂SiO₄. Cuando está en calidad de gema, se le llama peridoto. El olivino ocurre en rocas ígneas tanto máficas como ultramáficas y como un mineral primario en ciertas rocas metamórficas. Se conoce que el olivino rico en Mg se cristaliza del magma que es rico en magnesio y bajo en sílice. Con la cristalización, el magma forma rocas máficas tales como gabro y basalto. Las rocas ultramáficas, tales como la peridotita y la dunita, pueden ser residuos dejados después de la extracción de máximas y típicamente son más enriquecidas en olivino después de la extracción de fundiciones parciales. El olivino y variantes estructurales de alta presión constituyen sobre el 50% del manto superior de la Tierra, y el olivino es uno de los minerales más comunes de la Tierra en volumen. El metamorfismo de la dolomita impura y otras rocas sedimentarias con alto

000067

contenido de magnesio y bajo contenido de sílice también produce olivino rico en Mg, o forsterita.

VII. Generación de Cloruros del Grupo 2 a partir de Silicatos del Grupo 2

Los silicatos del Grupo 2 p.ej., CaSiO_3 , MgSiO_3 , y/u otros silicatos que se divulgan en este documento, se pueden hacer reaccionar con ácido hidroclicóric, ya sea como un gas o en la forma de ácido hidroclicóric acuoso, para formar los cloruros de metal del Grupo 2 correspondientes (CaCl_2 y/o MgCl_2), agua y arena. En algunas modalidades, el HCl que se produce en la ecuación 1 se utiliza para generar el MgCl_2 y/o CaCl_2 en la ecuación 3. Por lo tanto se crea un bucle de proceso. La Tabla 1 de a continuación representa algunos de los minerales de silicato comunes que contienen calcio/magnesio que pueden ser utilizados, ya sea por sí solos o en combinación. Las pruebas iniciales al hacer reaccionar olivino y serpentino con HCl han sido exitosas. Se observó que el SiO_2 se precipitó fuera y el MgCl_2 y CaCl_2 fueron captados.

000068

Tabla 1. Minerales de Calcio/Magnesio

	Mineral	Fórmula (notación estándar)	Fórmula (notación de óxido)	Relación del Grupo 2: SiO ₂	Relación del Grupo 2: total
	Olivino	(Mg, Fe) ₂ [SiO ₄]	(MgO, FeO) ₂ · SiO ₂	1:1	1:2
5	Serpentino	Mg ₆ [OH] ₈ [Si ₄ O ₁₀]	6MgO · 4SiO ₂ · 4H ₂ O	3:2	No definido
	Sepiolita	Mg ₄ [(OH) ₂ Si ₆ O ₁₅] 6H ₂ O	3MgO · Mg(OH) ₂ · · 6SiO ₂ · 6H ₂ O	2:3	No definido
	Enstatita	Mg ₂ [Si ₂ O ₆]	2MgO · 2SiO ₂	1:1	No definido
	Diópsido	CaMg[Si ₂ O ₆]	CaO · MgO · 2SiO ₂	1:1	No definido
	Tremolita	Ca ₂ Mg ₅ {[OH] Si ₄ O ₁₁ } ₂	2CaO · 5MgO · 8SiO ₂ · H ₂ O	7:8	No definido
10	Wollastonita	CaSiO ₃	CaO · SiO ₂	1:1	No definido

Ver "Handbook of Rocks, Minerals & Gemstones", (Manual de Rocas, Minerales y Piedras Preciosas) de Walter Schumann Publicado en 1993, Houghton Mifflin Co., Boston, Nueva York, el cual se incorpora en la presente por referencia.

VIII. Modalidades Adicionales

En algunas modalidades, la conversión del dióxido de carbono en carbonatos minerales se puede definir por dos sales. La primera sal una que puede ser calentada a descomposición hasta que ésta se convierte en una base (hidróxido y/u óxido) y emite un ácido, por ejemplo, como un gas. Esta misma base reacciona con dióxido de carbono para formar un carbonato, bicarbonato o sal de carbonato básica.

000069

Por ejemplo, en algunas modalidades, la presente divulgación proporciona procesos que reaccionan una o más sales de las Tablas A-C de a continuación con agua para formar un hidróxido, óxido, y/o un haluro de hidróxido mezclado. Tales reacciones típicamente se denominan como descomposiciones. En algunas modalidades, el agua puede estar en la forma de líquido, vapor, y/o de un hidrato de la sal seleccionada. El vapor puede venir de un intercambiador de calor por el cual el calor de una reacción inmensamente combustible, esto es, gas natural y oxígeno o hidrógeno y cloro calienta un flujo de agua. En algunas modalidades, el vapor puede también ser generado mediante el uso del calor residual de la planta o fábrica. En algunas modalidades, la sal de haluro, anhidra o hidratada, también se calienta.

15 Tabla A. Sales de Descomposición

	Li ⁺		Na ⁺		K ⁺		Rb ⁺		Cs ⁺	
F ⁻	NC	N	4747	N	NC	N	10906	N	7490	N
Cl ⁻	3876	N	19497	N	8295	N	13616	N	7785	N
Br ⁻	3006	N	4336	N	9428	N	13814	N	8196	N
I ⁻	6110	N	6044	N	11859	N	9806	N	8196	N

20 Tabla B. Sales de Descomposición (continuación)

	Mg ⁺²		Ca ⁺²		Sr ⁺²		Ba ⁺²	
F ⁻	4698	N	3433	N	10346	N	6143	N
Cl ⁻	4500*	6W*	5847	2W	9855	6W	8098	2W
Br ⁻	5010	6W	2743	N	10346	6W	8114	2W
I ⁻	2020	N	4960	N	9855	6W	10890	2W

000070

* Las pruebas subsecuentes han probado que el calor de la reacción dentro del 1.5-4% del valor derivado termodinámicamente utilizando análisis termogravimétrico (TGA, Thermogravinometric Analysis) de muestras calentadas y ajustes de ascenso de temperatura.

Tabla C. Sales de Descomposición (continuación)

	Mn ⁺²		Fe ⁺²		Co ⁺²		Ni ⁺²		Zn ⁺²	
F ⁻	3318	N	2101	N	5847	N	5847	N	3285	N
Cl ⁻	5043	6W	3860	4W	3860	6W	4550	6W	8098	4W
Br ⁻	5256	6W	11925	4W	9855	6W	5010	6W	4418	4W
I ⁻	5043	6W	3055	4W	4123	6W	5831	6W	4271	4W
SO ₄ ⁻²	NC	4W	13485	4W	3351	4W	8985	6W	8344	7W

Tabla D. Sales de Descomposición (continuación)

	Ag ⁺		La ⁺³	
F ⁻	2168	N	13255	7W
Cl ⁻	5486	N	7490	7W
Br ⁻	6242	N	5029	7W
I ⁻	6110	N	4813	7W
SO ₄ ⁻²	6159	N	10561	6W

Para las Tablas A-D, el dato corresponde a la energía por cantidad de CO₂ capturado en kWh/tonelada, NC = no converge, y NA = datos no disponibles.

Este mismo carbonato, bicarbonato o carbonato básico de la primera sal reacciona con una segunda sal para hacer un intercambio de carbonato/bicarbonato, de tal forma que el anión de la segunda sal se combina con el catión de la

primera sal y el catión de la segunda sal se combina con el ion de carbonato/bicarbonato de la primera sal, que forma el carbonato/bicarbonato final.

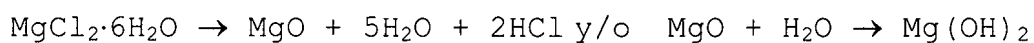
En algunos casos, el hidróxido derivado de la primera sal se reacciona con el dióxido de carbono y la segunda sal directamente para formar un carbonato/bicarbonato derivado de (combinado con el catión de) la segunda sal. En otros casos, el carbonato/bicarbonato/carbonato básico derivado de (combinado con el catión de) la primera sal se remueve de la cámara de reacción y se coloca en una segunda cámara para reaccionar con la segunda sal. La Figura 27 muestra una modalidad de este proceso de 2-sales.

Esta reacción puede ser benéfica cuando se desea hacer un carbonato/bicarbonato con una sal del segundo metal, y este segundo metal no es capaz de descomponerse para formar un hidróxido absorbente de CO_2 , y si el compuesto de carbonato/bicarbonato de la segunda sal es insoluble, esto es, se precipita de la solución. A continuación se proporciona una lista de ejemplos no exhaustivos de tales reacciones que se pueden utilizar ya sea solas o en combinación, incluyendo en combinación con una o más de cualquier reacción discutida en este documento.

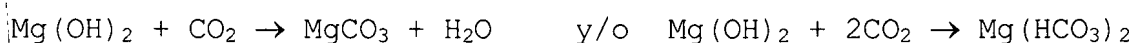
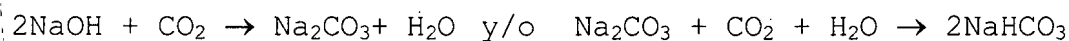
Ejemplos para una Descomposición de una Sal-1:



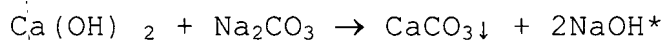
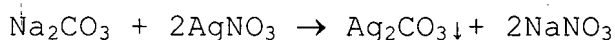
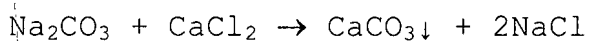
000072



Ejemplos de una Descarbonatación:



5 Ejemplos de un Intercambio de Carbonato con una Sal-2:



* En este caso, el carbonato, Na_2CO_3 es Sal-2, y la sal
10 se descompone para formar $\text{Ca}(\text{OH})_2$, esto es, CaCl_2 es la Sal-1.
Esto es la inversa de algunos de los ejemplos previos en que
el ion de carbonato permanece con la Sal-1.

Compuestos conocidos de carbonato incluyen H_2CO_3 , Li_2CO_3 ,
 Na_2CO_3 , K_2CO_3 , Rb_2CO_3 , Cs_2CO_3 , BeCO_3 , MgCO_3 , CaCO_3 , MgCO_3 , SrCO_3 ,
15 BaCO_3 , MnCO_3 , FeCO_3 , CoCO_3 , CuCO_3 , ZnCO_3 , Ag_2CO_3 , CdCO_3 ,
 $\text{Al}_2(\text{CO}_3)_3$, Tl_2CO_3 , PbCO_3 , y $\text{La}_2(\text{CO}_3)_3$. Se conoce que los
elementos del Grupo IA son bicarbonatos estables, p.ej.,
 LiHCO_3 , NaHCO_3 , RbHCO_3 , y CsHCO_3 . El Grupo IIA y algunos otros
elementos pueden también formar bicarbonatos, pero en algunos
20 casos, éstos pueden ser estables solamente en solución.
Típicamente, los elementos que forman rocas son H, C, O, F,
Na, Mg, Al, Si, P, S, Cl, K, Ca, Ti, Mg y Fe. Las sales de
estos que se pueden descomponer térmicamente en hidróxidos

000073

correspondientes por la mínima cantidad de energía por mol de hidróxido absorbente de CO_2 se pueden considerar por lo tanto candidatos potenciales de Sal-1.

Con base en las energías calculadas en las Tablas A-D, 5 varias sales tienen energías menores que $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. La Tabla E de a continuación, resume estas sales y la reducción de penalización de porcentaje mediante su uso relativo a $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

Tabla E. Sales Alternativas de Menor Energía de Sección

10

Compuesto	kw-hr/t	% reducción
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	4500	0%
LiCl	3876	16%
LiBr	3006	50%
NaBr	4336	4%
MgI_2	2020	123%
CaF_2	3433	31%
CaBr_2	2743	64%
MnF_2	3318	36%
FeF_2	2102	114%
$\text{FeCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	3860	17%
$\text{FeI}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	3055	47%
$\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	3860	17%
$\text{CoI}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	4123	9%
$\text{CoSO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	3351	34%
$\text{ZnF}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	3285	37%
$\text{ZnBr}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	4418	2%
$\text{ZnI}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	4271	5%
CdF_2	3137	43%
AgF	2168	108%

15

20

000074

Las siguientes sales especifican una reacción de descomposición a través de su información respectiva de MSDS disponible.

Tabla F. Sales Alternativas de Menor Energía de Sección

Compuesto	Energía de Descomposición	Notas
MgCl ₂ · 6H ₂ O	4500	
MnCl ₂ · 4H ₂ O	5043	Sólo Mn ⁺² forma un carbonato estable
NaI · 2H ₂ O	1023	Muy raro
CoI ₂ · 6H ₂ O	4123	Muy raro
FeCl ₂ · 4H ₂ O	3860	Puede oxidarse a óxido férrico, éste no formará un carbonato estable
LiBr	3006	Muy raro
Mg(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O	1606	Deja Nox
CoSO ₄ · 4H ₂ O	3351	Algo raro deja SO ₃
CdCl ₂ · 2.5H ₂ O	no disp.	Subproductos tóxicos
Ca(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O	2331	Deja NO ₂

Compuesto	Referencias
MgCl ₂ · 6H ₂ O	
MnCl ₂ · 4H ₂ O	http://avogadro.chem.iastate.edu/MSDS/MnCl2.htm
NaI ₂ · H ₂ O	http://www.chemicalbook.com/ProductMSDSDetailCB6170714_EN.htm
CoI ₂ · 6H ₂ O	http://www.espimetals.com/index.php/msds/527-cobalt-iodide
FeCl ₂ · 4H ₂ O	
LiBr	http://www.chemcas.com/material/cas/archive/7550-35-8_v1.asp
Mg(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O	http://avogadro.chem.iastate.edu/MSDS/MgNO3-6H2O.htm
CoSO ₄ · 4H ₂ O	http://www.chemicalbook.com/ProductMSDSDetailCB0323842_EN.htm
CdCl ₂ · 2.5H ₂ O	http://www.espimetals.com/index.php/msds/460-cadmium-chloride
Ca(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O	http://avogadro.chem.iastate.edu/MSDS/Ca%28NO3%292-4H2O.htm

IX. Generación y Usos de Caliza

En aspectos de la presente invención se proporcionan métodos para secuestrar dióxido de carbono en la forma de caliza. La caliza es una roca sedimentaria compuesta en gran parte del

000075

mineral calcita (carbonato de calcio CaCO_3). Este mineral tiene muchos usos, algunos de los cuales se identifican a continuación.

La caliza en forma de polvo o pulverizada, como se
5 forman algunas modalidades de la presente invención, se puede utilizar como un acondicionador de suelo (cal agrícola) para neutralizar las condiciones ácidas del suelo, de esta manera, por ejemplo, neutralizar los efectos de lluvia ácida en ecosistemas. Las aplicaciones aguas arriba incluyen utilizar
10 la caliza como un reactivo en desulfuración.

La caliza es una piedra importante para la mampostería y la arquitectura. Una de sus ventajas es que es relativamente fácil de cortar en bloques o tallado más elaborado. La caliza es un ingrediente clave de la cal viva, mortero, cemento,
15 concreto.

El carbonato de calcio también se utiliza como un aditivo para papel, plásticos, pintura, azulejos, y otros materiales tanto como pigmento blanco como un relleno económico. Se pueden utilizar formas purificadas de carbonato
20 de calcio en pasta dental y agregar al pan y cereales como una fuente de calcio. El CaCO_3 también se utiliza comúnmente en la medicina como un antiácido.

Actualmente, la mayoría del carbonato de calcio que se utiliza en la industria se extrae de minería o explotación de

000076

canteras. Al co-generar este mineral como parte del secuestro del dióxido de carbono en algunas modalidades, esta invención proporciona una fuente no-extractiva de este importante producto.

5

X. Generación y Usos de Carbonato de Magnesio

En aspectos de la presente invención, se proporcionan métodos para secuestrar dióxido de carbono en la forma de carbonato de magnesio. El carbonato de magnesio, MgCO_3 , es un sólido blanco que ocurre en la naturaleza como un mineral. Las formas más comunes del carbonato de magnesio son la sal anhidra llamada magnesita (MgCO_3) y los di, tri, pentahidratos conocidos como barringtonita ($\text{MgCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), nesquehonita ($\text{MgCO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$), y lansfordita ($\text{MgCO}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$), respectivamente. El carbonato de magnesio tiene una variedad de usos; algunos de éstos se discuten brevemente a continuación.

El carbonato de magnesio se puede utilizar para producir metal de magnesio y ladrillos refractarios básicos. El MgCO_3 también se utiliza en los pisos, protección contra el fuego, composiciones de extinción de incendios, cosméticos, polvos absorbentes, y pasta dental. Otras aplicaciones son como material de relleno, supresor de humo en plásticos, un agente de refuerzo en caucho de neopreno, un agente secador, un

000077

laxante, y para retención de color en alimentos. Además, el carbonato de magnesio de alta pureza se utiliza como antiácido y como un aditivo en la sal de mesa para mantenerla fluyendo libremente.

5 Actualmente, el carbonato de magnesio se obtiene típicamente por minería del mineral magnesita. Al co-generar este mineral como parte del secuestro del dióxido de carbono en algunas modalidades, esta invención proporciona una fuente no-extractiva de este importante producto.

10 XI. Generación y Usos de Dióxido de Silicio

En aspectos de la presente invención, se proporcionan métodos para secuestrar el dióxido de carbono que produce dióxido de silicio como un subproducto. El dióxido de silicio, también
15 conocido como sílice, es un óxido de silicio con una fórmula química de SiO_2 y es conocido por su dureza. La sílice que se encuentra más comúnmente en la naturaleza como arena o cuarzo, así como en las paredes celulares de diatomeas. La sílice es el mineral más abundante en la corteza de la
20 Tierra. Este compuesto tiene muchos usos; algunos de estos se discuten brevemente a continuación.

La sílice se utiliza principalmente en la producción de vidrio de ventanas, vasos para bebidas y bebidas embotelladas. La mayoría de las fibras ópticas para

000078

telecomunicaciones también son hechas de sílice. Es un material una materia prima principal para muchas cerámicas de losa tales como loza de barro, gres y porcelana, así como en la industria del cemento Portland.

5 La sílice es un aditivo común en la producción de alimentos, donde se utiliza principalmente como un agente de flujo en alimentos en polvo, o para absorber agua en aplicaciones higroscópicas. En forma hidratada, la sílice se utiliza en pasta de dientes como un fuerte abrasivo para
10 remover placa dental. La sílice es el componente principal de la tierra de diatomeas la cual tiene muchos usos que van desde filtración hasta control de insectos. También es el componente principal de ceniza de cáscara de arroz que se utiliza, por ejemplo, en filtración y fabricación de cemento.

15 Películas delgadas de sílice que crece en obleas de silicio por medio de métodos de oxidación térmica pueden ser muy benéficas en microelectrónica, donde actúan como un aislador eléctrico con alta estabilidad química. En aplicaciones eléctricas, puede proteger el silicio, almacenar
20 carga, bloquear corriente, e incluso actuar como una trayectoria controlada para limitar el flujo de corriente.

La sílice se fabrica típicamente en varias formas que incluyen vidrio, cristal, gel, aerogel, sílice pirógena, y sílice coloidal. Al co-generar este mineral como parte del

000079

secuestro del dióxido de carbono en algunas modalidades, esta invención proporciona otra fuente de este importante producto.

5 XII. Separación de Productos

Los procesos de separación se pueden emplear para separar productos de carbonato y bicarbonato de la solución líquida y/o mezcla de reacción. Al manipular la concentración básica, temperatura, presión, tamaño reactor, profundidad del fluido, 10 y grado de carbonatación, se puede provocar que ocurran los precipitados de una o más sales de carbonato y/o bicarbonato. Alternativamente, los productos de carbonato/bicarbonato se pueden separar de la solución por el intercambio de energía térmica con los gases de combustión entrantes.

15 Los flujos de líquido de salida, dependiendo del diseño del reactor, pueden incluir agua, CaCO_3 , MgCO_3 , $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$, $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$, $\text{Ca}(\text{OH})_2$, NaOH , NaHCO_3 , Na_2CO_3 , y otros gases disueltos en diferente equilibrio. También se pueden encontrar los componentes de emisión de traza disueltos tales 20 como H_2SO_4 , HNO_3 , y Hg . En una modalidad, remover/separar el agua del producto de carbonato involucra agregar energía térmica al agua evaporada de la mezcla, por ejemplo, utilizando un recalentador. Alternativamente, retener una solución básica parcial y subsecuentemente calentar la

000080

solución en una cámara de separación se puede utilizar para provocar que las sales de carbonato relativamente puras se precipiten en un tanque contenedor y las sales de hidróxido restantes recirculen de regreso al rector. En algunas
5 modalidades, el carbonato puro, bicarbonato puro, y mezclas de los dos en concentraciones de equilibrio y/o en una lechada o forma concentrada se puede entonces transportar periódicamente a un camión/vagón cisterna. En algunas modalidades, los flujos de líquido se pueden desplazar a
10 tanques de evaporación/campos donde el líquido, tal como el agua, se saca Por evaporación.

La liberación de productos graciosos incluye una preocupación en si las sales de hidróxido u óxido serán liberadas de manera segura, esto es, emitiendo "lluvia
15 básica". La emisión de tales sales cáusticas pulverizadas se puede prevenir en algunas modalidades al utilizar una unidad condensadora/de reflujo simple y económica.

En algunas modalidades, la sal de carbonato se puede precipitar utilizando métodos que se utilizan por separado o
20 conjuntamente con un proceso de remoción de agua. Diferentes equilibrios de sal de carbonato tienen rangos característicos donde, cuando se sube la temperatura, una sal de carbonato dada, p.ej., CaCO_3 se precipitará y captará naturalmente, lo que la hace susceptible a que se pueda retirar como una

000081

lechada, con algo de NaOH fraccional retirado de la lechada.

XIII. Recuperación de Calor Residual

Debido a que ciertas modalidades de la presente invención se
5 emplean en el contexto de grandes emisiones de CO_2 en la
forma de gases de combustión u otros gases calientes de
procesos de combustión, tales como aquellos que ocurren en
una planta de energía, hay una amplia oportunidad de utilizar
este calor "residual", por ejemplo, para la conversión de
10 sales de cloruros del Grupo 2 en hidróxidos del Grupo 2. Por
ejemplo, una temperatura típica de gases de combustión
entrantes (después del tratamiento de precipitación electo
estática como por ejemplo) es de aproximadamente 300°C . Los
intercambiadores de calor pueden bajar los gases de
15 combustión hasta un punto menor a los 300°C , mientras se
calienta el agua y/o sal de cloruro del Grupo 2 para
facilitar esta conversión.

Generalmente, ya que los gases de combustión que están
disponibles en la planta de energía salen a temperaturas
20 entre 100°C (depurado típico), u otras temperaturas tales,
se puede extraer procesamiento de calor residual considerable
al enfriar los gases de combustión entrantes a través de
intercambio de calor con un ciclo de recuperación de energía,
por ejemplo, un ciclo de amoníaco-agua (p.ej., un ciclo

000082

"Kalina"), un ciclo de vapor, o cualquier ciclo tal que logre los mismos medios de hemodinámicos. Debido a que algunas modalidades de la presente invención se basan en energía de DC para lograr la fabricación del reactivo/absorbente, el proceso se puede energizar directamente, parcialmente o totalmente, por recuperación de calor residual que se logra sin las pérdidas normales del transformador asociadas con la conversión de esa energía que DC ha energía de AC para otros usos. Además, mediante el uso de máquinas de calor-residual-a-trabajo, se pueden lograr eficiencias importantes sin que se emplee del todo un paso de generación de electricidad. En algunas condiciones, estas cantidades de energía de recuperación de calor residual se pueden encontrar para energizar completamente modalidades de la presente invención.

XIV. Procesos Alternativos

Como se señaló anteriormente, algunas modalidades de los aparatos y métodos de la presente divulgación producen un número de intermedios, subproductos, y productos finales útiles a partir de los diferentes pasos de reacción, incluyendo cloruro de hidrógeno, sales de carbonato del Grupo 2, sales de hidróxido del Grupo 2, etc. En algunas modalidades, algunos o todos de estos se pueden utilizar en uno o más de los métodos descritos a continuación. En algunas

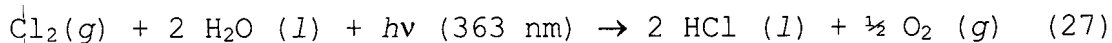
000083

modalidades, algunos o todos de los materiales de inicio o intermedios que se emplean en uno o más de los pasos descritos anteriormente son obtenidos utilizando uno o más de los métodos que se describen a continuación.

5

A. Uso del Cloro para la Cloración de los Silicatos del Grupo 2

En algunas modalidades, el gas cloro se puede licuar a ácido hidroclicórico que luego se utiliza para clorar minerales de silicato del Grupo 2. La licuefacción de cloro y uso
10 subsecuente del ácido hidroclicórico es particularmente atractivo especialmente en situaciones donde el mercado de cloro está saturado. La licuefacción del cloro se puede lograr de acuerdo con la ecuación 27:



15

En algunas modalidades, el oxígeno así producido se puede regresar a la entrada de aire de la misma planta de energía, donde se ha demostrado en el curso de las investigaciones de la industria del energía que las plantas de entrada de oxígeno enriquecido tienen (a) mayores
20 eficiencias de Carnot, (b) flujos de salida de CO_2 más concentrados, (c) menor intercambio de calor para calentar la entrada de aire, y (d) otras ventajas sobre plantas no mejoradas en oxígeno. En algunas modalidades, el oxígeno se puede utilizar en una celda de combustible de

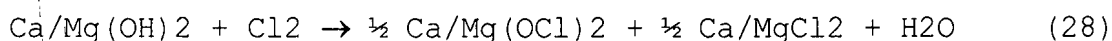
000084

hidrógeno/oxígeno. En algunas modalidades, el oxígeno puede servir como parte del oxidante en una turbina diseñada para generación de energía de gas natural, por ejemplo, utilizando una mezcla de hidrógeno y gas natural.

5

B. Uso del Cloro para la Cloración de los Hidróxidos del Grupo 2

En algunas modalidades, el gas cloro se puede hacer reaccionar con sales de hidróxido del Grupo 2 para producir una mezcla de un cloruro y una sal de hipoclorito (ecuación 10 28). Por ejemplo, HCl se puede vender como un producto y la sal de hidróxido del Grupo 2 se puede utilizar para remover el exceso de cloro.



Los hipocloritos del Grupo 2 se pueden entonces 15 descomponer utilizando un catalizador de cobalto o níquel para formar oxígeno y el cloruro correspondiente (ecuación 29).



El cloruro de calcio y/o el cloruro de magnesio se 20 pueden entonces recuperar.

XV. Remoción de otros Contaminantes de la Fuente

Además de remover el CO₂ de la fuente, en algunas modalidades de la invención, las condiciones de descarbonatación también

000085

removerán SO_x y NO_x y, en menor medida, mercurio. En algunas modalidades de la presente invención, la depuración incidental de compuestos de NO_x , SO_x , y mercurio puede asumir mayor importancia económica; esto es, al emplear modalidades

5 de la presente invención, los carbones que contienen grandes cantidades de estos compuestos se pueden quemar en la planta de energía con, en algunas modalidades, menor contaminación resultante que con carbones de alto grado procesados sin el beneficio del proceso de absorción de CO_2 . Tales principios y

10 técnicas se enseñan, por ejemplo, en el documento de Patente de los Estados Unidos 7,727,374, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No. 11/233,509, presentada el 22 de septiembre de 2005, la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/718,906, presentada el 20 de

15 septiembre de 2005; la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/642,698, presentada el 10 de enero de 2005; la Solicitud de Patente Provisional de los Estados Unidos No. 60/612,355, presentada el 23 de septiembre de 2004, la Solicitud de Patente de los Estados Unidos No.

20 12/235,482, presentada el 22 de septiembre de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 60/973,948, presentada el 20 de septiembre de 2007, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/032,802, presentada el 29 de febrero de 2008, la Solicitud Provisional de los

000086

Estados Unidos No. 61/033,298, presentada el 3 de marzo de 2008, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/288,242, presentada el 20 de enero de 2010, la Solicitud Provisional de los Estados Unidos No. 61/362,607, presentada el 8 de julio de 2010, y la Solicitud Internacional No. PCT/US08/77122, presentada el 19 de septiembre de 2008. Todo el texto de cada una de las divulgaciones referenciadas anteriormente (incluyendo cualquier apéndice) se incorpora específicamente por referencia en este documento.

XVI. Ejemplos

Los siguientes ejemplos se incluyen para demostrar algunas modalidades de la invención. Se debe apreciar por aquellos experimentados en la materia que las técnicas que se divulgan en los ejemplos que siguen representan técnicas descubiertas por el inventor que funcionan bien en la práctica de la invención, y por lo tanto se puede considerar que constituyen modos preferidos para su práctica. Sin embargo, aquellos experimentados en la materia deberán apreciar, a la luz de la presente divulgación que se pueden hacer muchos cambios en las modalidades específicas que se divulgan y todavía obtener un resultado parecido o similar sin apartarse del espíritu y alcance de la invención.

000087

Ejemplo 1 - Simulación de Proceso de Captura de CO₂ de Gases de Combustión Utilizando CaCl₂ para formar CaCO₃.

Una modalidad de la presente invención se simuló utilizando el software Aspen Plus v. 7.1 utilizando entalpías de reacción conocidas, energías libres de reacción y parámetros definidos para determinar los balances de masa y energía y condiciones adecuadas para capturar CO₂ de un flujo de gases de combustión utilizando CaCl₂ y calor para formar producto de CaCO₃. Estos resultados muestran que es posible capturar CO₂ de gases de combustión utilizando materia prima económica, CaCl₂ y agua, para formar CaCO₃.

Parte de los parámetros definidos incluye el diagrama de flujo de proceso que se muestra en la Figura 5. Los resultados de las sugiere que es eficiente recircular un flujo de MgCl₂ para que reaccione con H₂O y calor para formar Mg(OH)₂. Luego, este Mg(OH)₂ reacciona con una solución saturada de CaCl₂/H₂O y CO₂ de los gases de combustión para formar CaCO₃, el cual se filtra fuera del flujo. El MgCl₂ resultante que se forma se recicla al primer reactor para comenzar el proceso nuevamente. Este proceso no está limitado a ninguna fuente particular para CaCl₂. Por ejemplo, se puede obtener a partir de reaccionar silicato de calcio con HCl para producir CaCl₂.

000088

Las restricciones y parámetros que se especifican para esta simulación incluyen:

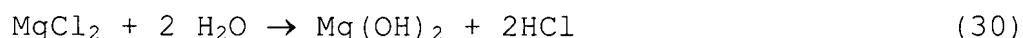
- las reacciones se desarrollaron en eficiencias del 100% sin pérdidas. Las simulaciones se pueden modificar cuando pruebas piloto determinen las eficiencias de la reacción.
- Las simulaciones no tomaron en cuenta las impurezas en el material de alimentación de CaCl_2 o cualquier composición de MgCl_2 requerida debido a las pérdidas del sistema.

Los resultados de esta simulación indican un consumo neto de energía preliminar de aproximadamente 32759,45 MM cal/hr. Las Tablas 2a y 2b proporcionan contabilización de masa y energía para los diferentes flujos (las columnas en la tabla) del proceso simulado. Cada flujo corresponde al flujo de la Figura 5.

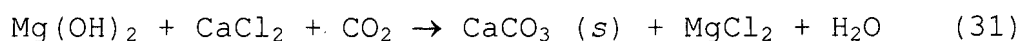
El proceso consiste de dos secciones de reacción principales y una sección de filtración de sólidos. El primer reactor calienta solución de MgCl_2 /agua provocando que se descomponga en un flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ y un flujo líquido de $\text{Mg}(\text{OH})_2$. El flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ se envía a la columna de absorbente de HCl . La solución de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ se envía al reactor 2 para procesamiento adicional. La reacción química para esta reacción se puede representar por la

000009

siguiente ecuación:



Una solución de CaCl_2 y un flujo de gases de combustión de se agregan al MgCl_2 en el reactor 2. Esta reacción forma CaCO_3 , MgCl_2 y agua. El CaCO_3 se precipita y se remueve en un filtro o decantador. El MgCl_2 restante y el agua se reciclan en el primer reactor. Se agrega agua adicional para completar el balance de agua requerido por el primer reactor. La reacción química para este reactor se puede representar por la siguiente ecuación:



El material de alimentación primario para este proceso son CaCl_2 , gases de combustión (CO_2) y agua. El MgCl_2 en el sistema se utiliza, se reforma y se recicla. La única composición de MgCl_2 requerida es para reemplazar pequeñas cantidades que dejan el sistema con el producto de CaCO_3 , y pequeñas cantidades que dejan con el producto de HCl /agua.

Este proceso es un uso de energía neta. Hay intercambio de calor cruzado para recuperar el calor en los flujos de temperatura alta para precalentar los flujos de alimentación. Se puede obtener recuperación importante de calor al hacer reaccionar el HCl concentrado formado así con los minerales de silicato.

000090

Tabla 2a. Contabilización de Masa y Energía para Simulación de Captura de CO₂ de Gases de Combustión Utilizando CaCl₂ para Formar CaCO₃.

Nombres del Grupo de Proceso →		1	2	3	FONDOS	CaCl ₂	CaCO ₃	FG-IN	H ₂ O	H ₂ O-MgOH
Temperatura F		485.8	151.6	250	95	77	95	104	77	536
Presión kPa		103.4	103.4	103.4	103.4	103.4	103.4	103.4	103.4	103.4
Fracción de Vapor		0	0	0.025	0	0		1	0	0
5	Flujo Molar kgmol/hr	723.86	3475.48	3474.78	1620.00	63.42	63.33	277.46	1008.03	723.86
	Flujo de Masa kg/hr	24150.85	73781.72	73781.72	52450.67	7038.82	6338.92	8719.52	18160.00	24150.85
	Flujo de Volumen l/min	144.9	903.4	46892.8	433.1	53.6	0.0	116126.6	303.2	152.1
	Entalpía MMCal/hr	-54070.3	-231339.4	-229103.4	-144747.8	-12044.1	0.0	-7031.4	-68798.2	-51834.3
	H ₂ O	1473.175	105624.1	105603	33281.39			750.535	40000	1473.172
H ₂										
Cl ₂										
HCl		traza	traza	0.001	traza					traza
CO ₂			< 0.001	0.091	0.005			6158.236		
CO										
10	O ₂		0.055	0.055	0.055			2116.894		
	N ₂		0.137	0.137	0.137			10180.34		
	CaCl ₂					15504				
	Ca(OH) ₂									
	CaCO ₃									
Mg(OH) ₂										
Mg(OH)Cl										
MgCl ₂										
MgCO ₃										
Ca(O)Cl ₂										
15	CaCl ₂ O ₂									
	Ca ²⁺		7.797	traza	7.797					
	Mg ²⁺	11114.84	14507.52	14506.86	11942.37					11115.59
	H ⁺	< 0.001	traza	traza	traza				traza	< 0.001
	CaOH ⁺		< 0.001	traza	< 0.001					
MgOH ⁺		22.961	15.364	17.613	25.319					20.435

16000000091

2600005

5

10

91

Nombres del Grupo de Proceso →	1	2	3	FONDOS	CaCl ₂	CaCO ₃	FG-IN	H ₂ O	H ₂ O-MgOH
HClO									
MgCO ₃ -3W									
MgCl ₂ (s)									
MgCl ₂ -6W				21433.25					
MgCl ₂ -4W									
CaCl ₂ (s)									
CaCO ₃ (s)				13962.37		13962.37			
MgCO ₃ (s)		0.174							
CaCl ₂ -6W			42.623						
CaCl ₂ -4W									
CaCl ₂ -2W									
MgCl ₂ -2W									
MgCl ₂ -W									
Ca(OH) ₂ (s)									
Mg(OH) ₂ (s)	8137.518	7.043	5.576	0.08					8139.306
ClO ⁻									
HCO ₃ ⁻		0.001	< 0.001	0.119					
Cl ⁻	32447.21	42352.6	42338.81	34877.24					32447.21
OH ⁻	< 0.001	0.001	0.001	< 0.001				< 0.001	< 0.001
CO ₃ ²⁻		traza	traza	0.001					
H ₂ O	0.028	0.65	0.65	0.288			0.039	1	0.028
H ₂									
Cl ₂									
HCl	traza	traza	3 PPB	traza					traza
CO ₂		traza	563 PPB	40 PPB			0.321		
CO									
O ₂		336 PPB	336 PPB	473 PPB			0.11		
N ₂		844 PPB	844 PPB	1 PPM			0.53		
CaCl ₂					1				

Nombres del Grupo de Proceso →		1	2	3	FONDOS	CaCl ₂	CaCO ₃	FG-IN	H ₂ O	H ₂ O-MgOH
Ca(OH) ₂										
CaCO ₃										
Mg(OH) ₂										
Mg(OH)Cl										
MgCl ₂										
MgCO ₃										
Ca(O)Cl ₂										
CaCl ₂ O ₂										
Ca ²⁺			48 PPM	traza	67 PPM					
Mg ²⁺		0.209	0.089	0.089	0.103					0.209
H ⁺		1 PPB	traza	traza	traza				traza	5 PPB
CAOH ⁺			1 PPB	traza	1 PPB					
MgOH ⁺		432 PPM	95 PPM	108 PPM	219 PPM					384 PPM
HClO										
MgCO ₃ -3W										
MgCl ₂ (s)										
MgCl ₂ -6W					0.186					
MgCl ₂ -4W										
CaCl ₂ (s)										
CaCO ₃ (s)					0.121		1			
MgCO ₃ (s)			1 PPM							
CaCl ₂ -6W				262 PPM						
CaCl ₂ -4W										
CaCl ₂ -2W										
MgCl ₂ -2W										
MgCl ₂ -W										
Ca(OH) ₂ (s)										
Mg(OH) ₂ (s)		0.153	43 PPM	34 PPM	691 PPB					0.153
ClO ⁻										

000093

Nombres del Grupo de Proceso →		1	2	3	FONDOS	CaCl ₂	CaCO ₃	FG-IN	H ₂ O	H ₂ O=MgOH
HCO ₃ ⁻			5 PPB	traza	1 PPM					
Cl ⁻		0.61	0.261	0.261	0.302					0.61
OH ⁻		traza	6 PPB	6 PPB	traza				2 PPB	traza
CO ₃ ²⁻			traza	traza	12 PPB					
H ₂ O		81.774	5863.026	5861.857	1847.398			41.661	2220.337	81.773
H ₂										
Cl ₂										
5	HCl	traza	traza	< 0.001	traza					traza
	CO ₂		traza	0.002	< 0.001			139.929		
	CO									
	O ₂		0.002	0.002	0.002			66.155		
	N ₂		0.005	0.005	0.005			363.408		
CaCl ₂						139.697				
Ca(OH) ₂										
CaCO ₃										
Mg(OH) ₂										
10	Mg(OH)Cl									
	MgCl ₂									
	MgCO ₃									
	Ca(O)Cl ₂									
	CaCl ₂ O ₂									
Ca ²⁺			0.195	traza	0.195					
Mg ²⁺		457.328	596.922	596.894	491.376					457.358
H ⁺		< 0.001	traza	traza	traza				traza	< 0.001
CAOH ⁺			traza	traza	traza					
MgOH ⁺		0.556	0.372	0.426	0.613					0.495
15	HClO									
	MgCO ₃ -3W									
	MgCl ₂ (s)									

93

360000

Nombres del Grupo de Proceso →		1	2	3	FONDOS	CaCl ₂	CaCO ₃	FG-IN	H ₂ O	H ₂ O-MgOH
5	MgCl ₂ -6W				105.426					
	MgCl ₂ -4W									
	CaCl ₂ (s)									
	CaCO ₃ (s)				139.502		139.502			
	MgCO ₃ (s)		0.002							
	CaCl ₂ -6W			0.195						
	CaCl ₂ -4W									
	CaCl ₂ -2W									
	MgCl ₂ -2W									
	MgCl ₂ -W									
	Ca(OH) ₂ (s)									
	Mg(OH) ₂ (s)	139.533	0.121	0.096	0.001					139.564
	ClO ⁻									
	HCO ₃ ⁻		< 0.001	traza	0.002					
	Cl ⁻	915.211	1194.604	1194.215	983.753					915.211
10	OH ⁻	traza	< 0.001	< 0.001	traza				traza	traza
	CO ₃ ²⁻		traza	traza	< 0.001					
	H ₂ O	0.051	0.766	0.766	0.518			0.068	1	0.051
	H ₂									
	Cl ₂									
	HCl	traza	traza	2 PPB	traza					traza
	CO ₂		traza	271 PPB	29 PPB			0.229		
	CO									
	O ₂		223 PPB	223 PPB	478 PPB			0.108		
	N ₂		640 PPB	640 PPB	1 PPM			0.595		
15	CaCl ₂					1				
	Ca(OH) ₂									
	CaCO ₃									
	Mg(OH) ₂									

94

560000

960000

५५

Tabla 2b. Contabilización de Masa y Energía para Simulación de Captura de CO₂ de Gases de Combustión Utilizando CaCl₂ para Formar CaCO₃.

Nombres del Flujo de Proceso →		H ₂ O-IN	HCl-H ₂ O	Mg-CaCl ₂	MgOH-O1	RETORNO	RX3-VENT
5	Temperatura F	77	536	250	286.8	95	95
	Presión kPa	103.4	103.4	103.4	103.4	103.4	103.4
	Fracción de Vapor	0	1	0.025	0.021	0	1
	Flujo Molar kgmol/hr	1535.92	2624.96	3475.76	1731.89	1556.03	196.72
	Flujo de Masa kg/hr	27669.94	49630.96	73781.81	42310.85	46111.78	5618.52
10	Flujo de Volumen l/min	462.0	1938872.3	46328.9	20306.1	394.1	81107.1
	Entalpia MMcal/hr	-104826.3	-141587.0	-229109.0	-122868.5	-126513.1	-91.7
	H ₂ O	60947	99124.11	105634.7	41473.17	33262.52	59.861
	H ₂						
	Cl ₂						
15	HCl		10195.18	0.087	0.009	traza	traza
	CO ₂					traza	18.689
	CO						
	O ₂					0.055	2116.839
	N ₂					0.137	10180.2
15	CaCl ₂						
	Ca(OH) ₂						
	CaCO ₃						
	Mg(OH) ₂						
	Mg(OH)Cl						
	MgCl ₂						
	MgCO ₃						
	Ca(O)Cl ₂						
	CaCl ₂ O ₂						
	Ca ²⁺					7.797	
	Mg ²⁺			14519.48	11116.3	11938.09	
	H ⁺	traza		< 0.001	traza	traza	
	CaOH ⁺					< 0.001	
	MgOH ⁺			0.112	17.999	25.309	

860000

Nombres del Flujo de Proceso →		H ₂ O-IN	HCl-H ₂ O	Mg-CaCl ₂	MgOH-O1	RETORNO	RX3-VENT
5	HClO						
	MgCO ₃ -3W						
	MgCl ₂ (s)						
	MgCl ₂ -6W					21468.81	
	MgCl ₂ -4W						
	CaCl ₂ (s)						
	CaCO ₃ (s)						
	MgCO ₃ (s)					0.175	
	CaCl ₂ -6W						
	CaCl ₂ -4W						
	CaCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -W						
	Ca(OH) ₂ (s)						
	Mg(OH) ₂ (s)				8141.025	0.024	
10	ClO ⁻						
	HCO ₃ ⁻					traza	
	Cl ⁻			42360.62	32447.2	34864.84	
	OH ⁻	< 0.001		traza	< 0.001	< 0.001	
	CO ₃ ²⁻					traza	
15	Fracción de Masa						
	H ₂ O	1	0.907	0.65	0.445	0.327	0.005
	H ₂						
	Cl ₂						
	HCl		0.093	534 PPB	92 PPB	traza	traza
	CO ₂					traza	0.002
	CO						
	O ₂					538 PPB	0.171
	N ₂					1 PPM	0.823
	CaCl ₂						
	Ca(OH) ₂						
	CaCO ₃						
	Mg(OH) ₂						

97

660000

Nombres del Flujo de Proceso →		H ₂ O-IN	HCl-H ₂ O	Mg-CaCl ₂	MgOH-O1	RETORNO	RX3-VENT
5	Mg(OH)Cl						
	MgCl ₂						
	MgCO ₃						
	Ca(O)Cl ₂						
	CaCl ₂ O ₂						
	Ca ²⁺					77 PPM	
	Mg ²⁺			0.089	0.119	0.118	
	H ⁺	traza		2 PPB	traza	traza	
	CaOH ⁺					1 PPB	
	MgOH ⁺			689 PPB	193 PPM	249 PPM	
10	HClO						
	MgCO ₃ -3W						
	MgCl ₂ (s)						
	MgCl ₂ -6W					0.211	
	MgCl ₂ -4W						
	CaCl ₂ (s)						
	CaCO ₃ (s)						
	MgCO ₃ (s)					2 PPM	
	CaCl ₂ -6W						
	CaCl ₂ -4W						
15	CaCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -W						
	Ca(OH) ₂ (s)						
	Mg(OH) ₂ (s)				0.087	240 PPB	
	ClO ⁻						
	HCO ₃ ⁻					traza	
	Cl ⁻			0.261	0.348	0.343	
	OH ⁻	2 PPB		traza	2 PPB	traza	
	CO ₃ ²⁻					traza	
H ₂ O		3383.073	5502.224	5863.617	2302.111	1846.35	3.323
H ₂							
Cl ₂							

98

001000

Nombres del Flujo de Proceso →		H ₂ O-IN	HCl-H ₂ O	Mg-CaCl ₂	MgOH-O1	RETORNO	RX3-VENT
5	HCl		279.622	0.002	< 0.001	traza	traza
	CO ₂					traza	0.425
	CO						
	O ₂					0.002	66.154
	N ₂					0.005	363.404
	CaCl ₂						
	Ca (OH) ₂						
	CaCO ₃						
	Mg (OH) ₂						
	Mg (OH) Cl						
	MgCl ₂						
	MgCO ₃						
	Ca (O) Cl ₂						
	CaCl ₂ O ₂						
	Ca ²⁺					0.195	
10	Mg ²⁺			597.414	457.388	491.201	
	H ⁺	traza		< 0.001	traza	traza	
	CaOH ⁺					traza	
	MgOH ⁺			0.003	0.436	0.613	
	HClO						
	MgCO ₃ -3W						
	MgCl ₂ (s)						
	MgCl ₂ -6W					105.601	
	MgCl ₂ -4W						
	CaCl ₂ (s)						
15	CaCO ₃ (s)						
	MgCO ₃ (s)					0.002	
	CaCl ₂ -6W						
	CaCl ₂ -4W						
	CaCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -W						
	Ca (OH) ₂ (s)						

6

Nombres del Flujo de Proceso →		H ₂ O-IN	HCl-H ₂ O	Mg-CaCl ₂	MgOH-O1	RETORNO	RX3-VENT
5	Mg(OH) ₂ (s)				139.593	< 0.001	
	ClO ⁻						
	HCO ₃ ⁻					traza	
	Cl ⁻			1194.83	915.211	983.403	
	OH ⁻	traza		traza	traza	traza	
	CO ₃ ²⁻					traza	
	H ₂ O	1	0.952	0.766	0.603	0.539	0.008
	H ₂						
	Cl ₂						
	HCl		0.048	311 PPB	62 PPB	traza	traza
10	CO ₂					traza	980 PPM
	CO						
	O ₂					498 PPB	0.153
	N ₂					1 PPM	0.839
	CaCl ₂						
	Ca(OH) ₂						
	CaCO ₃						
	Mg(OH) ₂						
	Mg(OH)Cl						
	MgCl ₂						
15	MgCO ₃						
	Ca(O)Cl ₂						
	CaCl ₂ O ₂						
	Ca ²⁺					57 PPM	
	Mg ²⁺			0.078	0.12	0.143	
	H ⁺	2 PPB		43 PPB	traza	traza	
	CaOH ⁺					traza	
	MgOH ⁺			354 PPB	114 PPM	179 PPM	
	HClO						
	MgCO ₃ -3W						
1010001	MgCl ₂ (s)						
	MgCl ₂ -6W					0.031	
	MgCl ₂ -4W						

100

Nombres del Flujo de Proceso →		H ₂ O-IN	HCl-H ₂ O	Mg-CaCl ₂	MgOH-O1	RETORNO	RX3-VENT
5	CaCl ₂ (s)						
	CaCO ₃ (s)						
	MgCO ₃ (s)					607 PPB	
	CaCl ₂ -6W						
	CaCl ₂ -4W						
	CaCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -2W						
	MgCl ₂ -W						
	Ca (OH) ₂ (s)						
	Mg (OH) ₂ (s)				0.037	122 PPB	
	ClO ⁻						
	HCO ₃ ⁻					traza	
	Cl ⁻			0.156	0.24	0.287	
	OH ⁻	2 PPB		traza	2 PPB	traza	
	CO ₃ ²⁻					traza	
PH		6.999		3.678	5.438	7.557	

101

10

15

000102

Ejemplo 2 (Caso 1) - Simulación de Proceso de Captura de CO₂
Catalizado con Ion de Magnesio de Gases de Combustión
Utilizando CaCl₂ para formar CaCO₃.

Los resultados de la simulación sugieren que es eficiente
5 calentar un flujo de MgCl₂·6H₂O en tres reacciones de
deshidratación separadas, cada una en su propia cámara,
seguido por una reacción de descomposición, también en su
propia cámara, para formar Mg(OH)Cl y HCl, esto es, un total
de cuatro cámaras. El Mg(OH)Cl se hace reaccionar con H₂O
10 para formar MgCl₂ y Mg(OH)₂, que después reacciona con una
solución saturada de CaCl₂/H₂O y CO₂ de los gases de
combustión para formar CaCO₃, el cual se filtra fuera del
flujo. El MgCl₂·6H₂O resultante que se forma se recicla junto
con el producto inicial en el primer reactor para comenzar el
15 proceso nuevamente.

Este proceso no está limitado a ninguna fuente en
particular para CaCl₂. Por ejemplo, se puede obtener de hacer
reaccionar silicato de calcio con HCl para producir CaCl₂.

Las restricciones y parámetros que se especifican para
20 esta simulación incluyen:

- las reacciones se desarrollaron en eficiencias del 100% sin pérdidas. Las simulaciones se pueden modificar cuando pruebas piloto determinen las eficiencias de la reacción.

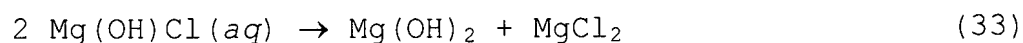
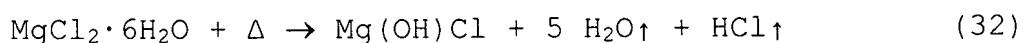
000103

- Las simulaciones no tomaron en cuenta las impurezas en el material de alimentación de CaCl_2 o cualquier composición de MgCl_2 requerida debido a las pérdidas del sistema.

- 5 • Parte de los parámetros definidos incluyen el diagrama de flujo de proceso de la Figura 6.

Los resultados de esta simulación indican un consumo de energía neta preliminar de 5946 kwh/t de CO_2 . La Tabla 3 proporciona contabilización de masa y energía para los
10 diferentes flujos del proceso simulado. Cada flujo corresponde al flujo de la Figura 6.

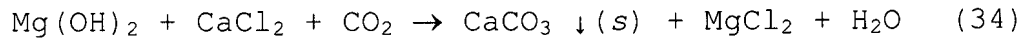
El proceso consiste de dos reactores primarios y una sección de filtración de sólidos. El primer reactor calienta el $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ provocando que se descomponga en un flujo de
15 vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ y un flujo sólido de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. El flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ se envía al intercambiador de calor para recuperar calor extra. El $\text{Mg}(\text{OH})_2$ que se forma a partir del $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ se envía al reactor 2 para procesamiento adicional. La(s) reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor
20 incluye(n) lo siguiente:



Una solución de CaCl_2 y un flujo de gases de combustión se agregan al $\text{Mg}(\text{OH})_2$ en el reactor 2. Esta reacción
000104

CaCO₃, MgCl₂ y agua. El CaCO₃ se precipita y se remueve en un filtro o decantador. El MgCl₂ restante y el agua se reciclan en el primer reactor. Se agrega agua adicional para completar el balance de agua requerido por el primer reactor.

- 5 La(s) reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor incluye(n) lo siguiente:



- La alimentación primaria para este proceso son CaCl₂, gases de combustión (CO₂) y agua. El MgCl₂ en el sistema se
10 utiliza, reforma y recicla. La única composición de MgCl₂ requerida es para reemplazar pequeñas cantidades que dejan el sistema con el producto de CaCO₃, y pequeñas cantidades que dejan con el producto de HCl/agua.

- Este proceso es un uso de energía neta. La cantidad de
15 energía está bajo investigación y optimización. Hay un intercambio de calor cruzado para recuperar el calor en flujos de alta temperatura para precalentar los flujos de alimentación.

20

000105

Los pasos para este proceso (Caso 1) se resumen a continuación:

CASO 1			
Deshidratación luego descomposición 3 PASOS			
El hexahidrato se deshidrata en 3 cámaras separadas. Paso 1 hex a tetra, Paso 2 tetra a di, Paso 3 di a mono. El monohidrato se descompone en 80% Mg(OH)Cl 20% MgCl ₂ en una cuarta cámara.			
CO ₂ Absorbido	53333	MTPY	
CaCl ₂	134574	MTPY	
HCl Seco	88368	MTPY	
CaCO ₃	105989	MTPY	
Hexahidrato reciclado	597447	MTPY	
HEX A TETRA (100 °C)	1757	kWh/t CO ₂	
TETRA A DI (125C °)	2135	kWh/t CO ₂	
DI A MONO (160 °C & HCl PP)	1150	kWh/t CO ₂	
DESCOMPOSICIÓN (130 °C)	1051	kWh/t CO ₂	
TO 80% Mg(OH)Cl 20% MgCl ₂			
PRODUCE 90% HCl VAPOR			
	0.9	MW	
Recuperación de Calor	148	kWh/t CO ₂	
de 28% HCl vapor			
TOTAL	5946	kWh/t CO ₂	

000106

Tabla 3a. Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 1.

Nombres del Flujo de Proceso →		CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O-1	H ₂ O-2	HCl-PP	HCl VAPOR
Temperatura C		25	95	104	25	100	125	160	130
Presión kPa		101.4	101.4	108.8	101.4	111.5	111.5	111.5	101.3
Masa VFrac		0	0	1	0	1	1	1	1
Masa SFrac		1	1	0	0	0	0	0	0
5	Flujo de Masa t/año	134573.943	121369.558	166332.6	290318.99	105883.496	105890.399	17179.526	97647.172
Flujo de Volumen l/min		117.1	85.2	290208.4	30657.2	311233.3	332099.4	38769.5	184940.5
Entalpía MW		-30.599	-46.174	-17.479	-146.075	-44.628	-44.47	-3.258	-10.757
Densidad kg/m ³		2186.8	2709.4	1.1	18.0	0.6	0.6	0.8	1.0
H ₂ O		0	0	6499.971	290318.99	105883.496	105885.779	5681.299	9278.695
H ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
HCl		0	0	0	0	0	4.62	11498.227	88368.477
CO ₂		0	0	53333.098	0	0	0	0	0
10	CO	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂		0	0	18333.252	0	0	0	0	0
N ₂		0	0	88166.278	0	0	0	0	0
CaCl ₂		134573.943	80.499	0	0	0	0	0	0
Ca (OH) ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃		0	121289.059	0	0	0	0	0	0
MgCO ₃		0	0	0	0	0	0	0	0
Ca (O) Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W		0	0	0	0	0	0	0	0

000100

5

10

15

Nombres del Flujo de Proceso →	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O-1	H ₂ O-2	HCl-PP	HCl VAPOR
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0.039	1	1	1	0.331	0.095
H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	0	0	0.669	0.905
CO ₂	0	0	0.321	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	0.11	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	0.53	0	0	0	0	0
CaCl ₂	1	0.001	0	0	0	0	0	0
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	0.999	0	0	0	0	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0

5

10

15

601000

Nombres del Flujo de Proceso →	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O-1	H ₂ O-2	HCl-PP	HCl VAPOR
H ₂ O	0	0	11.441	511.008	186.372	186.376	10	16.332
H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	0	0.004	10	76.854
CO ₂	0	0	38.427	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	18.168	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	99.8	0	0	0	0	0
CaCl ₂	38.45	0.023	0	0	0	0	0	0
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	38.427	0	0	0	0	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0

108

Tabla 3b. Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 1.

Nombres del Flujo de Proceso →		MgCl ₂ -2W	MgCl ₂ -4W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VAPOR
Temperatura °C		125	100	104	95	95	95	160	130	160
Presión kPa		111.5	111.5	101.3	101.4	101.4	101.4	152.0	101.3	152.0
Masa VFrac		0	0	0	0	1	0	0	0	1
Masa SFrac		1	1	1	0.998	0	0.999	1	1	0
Flujo de Masa t/año		385672.688	491563.087	597446.583	598447.468	106499.178	719817.026	332737.843	235090.671	70114.371
Flujo de Volumen l/min		151.0	151.0	442.4	556.6	213736.7	633.3	151.0	164.5	160888.0
Entalpía MW		-117.767	-175.272	-230.554	-231.312	0.241	-277.487	-88.626	-71.431	-25.379
Densidad kg/m ³		4857.8	6191.6	2568.8	2045.2	0.9	2162.2	4191.1	2717.9	0.8
H ₂ O		0	0	0	1000	0	1000	0	0	58620.764
H ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl		0	0	0	0	0	0	0	0	11493.607
CO ₂		0	0	0	0	0.532	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂		0	0	0	0.165	18333.088	0.165	0	0	0
N ₂		0	0	0	0.72	88165.558	0.72	0	0	0
CaCl ₂		0	0	0	0	0	80.499	0	0	0
Ca(OH) ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃		0	0	0	0	0	121289.059	0	0	0
MgCO ₃		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂		0	0	0	0	0	0	0	49037.72	0
MgCl ₂ *W		0	0	0	0	0	0	332737.843	0	0
MgCl ₂ +2W		385662.96	0	0	0	0	0	0	0	0

109

10

15

01100

[illegible]

000111

Nombres del Flujo de Proceso →		MgCl ₂ -2W	MgCl ₂ -4W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VAPOR
5	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	H ₂ O	0	0	0	1.76	0	1.76	0	0	103.182
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	0	0	0	0	0	0	9.996
	CO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0	0	18.168	0	0	0	0
10	N ₂	0	0	0	0.001	99.799	0.001	0	0	0
	CaCl ₂	0	0	0	0	0	0.023	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	0	38.427	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	16.332	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	93.186	0	0
	MgCl ₂ *2W	93.182	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	93.186	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂ *6W	0	0	93.186	93.186	0	93.186	0	0	0
	Mg(OH)Cl	0.004	0	0	0	0	0	0	76.854	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0

111

000112

Ejemplo 3 - Simulación de Proceso de Captura de CO₂
Catalizado con Ion de Magnesio de Gases de Combustión
Utilizando CaCl₂ para formar CaCO₃.

Parte de los parámetros definidos incluye el diagrama de
5 flujo del proceso de la Figura 7. Los resultados de la
simulación sugieren que es eficiente calentar un flujo de
MgCl₂·6H₂O para formar Mg(OH)Cl en dos reacciones separadas de
deshidratación, cada uno en su propia cámara seguidas por una
reacción de descomposición, también en su propia cámara para
10 formar Mg(OH)Cl y HCl, esto es, un total de tres cámaras. El
Mg(OH)Cl se hace reaccionar con H₂O para formar MgCl₂ y
Mg(OH)₂, que después reacciona con una solución saturada de
CaCl₂/H₂O y CO₂ de los gases de combustión para formar CaCO₃,
el cual se filtra fuera del flujo. El MgCl₂·6H₂O resultante
15 que se forma se recicla en el primer reactor para comenzar el
proceso nuevamente. Este proceso no está limitado a ninguna
fuente en particular para CaCl₂. Por ejemplo, se puede
obtener de hacer reaccionar silicato de calcio con HCl para
producir CaCl₂.

20 Las restricciones y parámetros que se especifican para
esta simulación incluyen:

- las reacciones se desarrollaron en eficiencias del
100% sin pérdidas. Las simulaciones se pueden
modificar cuando pruebas piloto determinen las

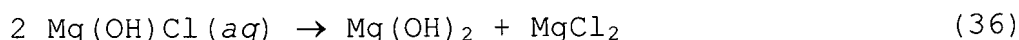
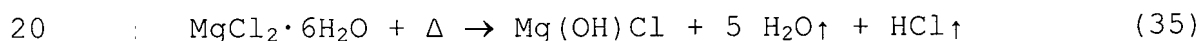
000113

eficiencias de la reacción.

- Las simulaciones no tomaron en cuenta las impurezas en el material de alimentación de CaCl_2 o cualquier composición de MgCl_2 requerida debido a las pérdidas del sistema.

Los resultados de esta simulación indican un consumo de energía neta preliminar de 4862 kwh/t de CO_2 . La Tabla 4 proporciona contabilización de masa y energía para los diferentes flujos del proceso simulado. Cada flujo corresponde al flujo en la Figura 7.

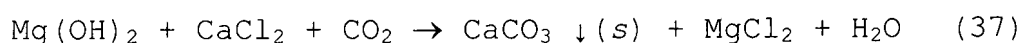
El proceso consiste de dos reactores primarios y una sección de filtración de sólidos. El primer reactor calienta $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ provocando que éste se descomponga en un flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ y un flujo sólido de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. El flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ se envía a un intercambiador de calor para recuperar calor extra. El $\text{Mg}(\text{OH})_2$ que se forma del $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ se envía al reactor 2 para procesamiento adicional. La(s) reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor incluye(n) lo siguiente:



Una solución de CaCl_2 y un flujo de gases de combustión se agregan al $\text{Mg}(\text{OH})_2$ en el reactor 2. Esta reacción forma CaCO_3 , MgCl_2 y agua. El CaCO_3 se precipita y se remueve en un

000114

filtro o decantador. El MgCl_2 restante y el agua se reciclan en el primer reactor. Se agrega agua adicional para completar el balance de agua requerida por el primer reactor. La(s) reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor incluye(n) lo siguiente:



La alimentación primaria para este proceso son CaCl_2 , gases de combustión (CO_2) y agua. El MgCl_2 en el sistema se utiliza, se reforma y se recicla. La única composición de MgCl_2 requerida es para reemplazar pequeñas cantidades que dejan el sistema con el producto de CaCO_3 , y pequeñas cantidades que dejan con el producto de HCl /agua.

Este proceso es un uso de energía neta. La cantidad de energía está bajo investigación y optimización. Hay un intercambio de calor cruzado para recuperar el calor en flujos de alta temperatura para precalentar los flujos de alimentación.

Los pasos para este proceso (Caso 2) se resumen a continuación:

CASO 2			
Deshidratación luego descomposición 2 PASOS			
El hexahidrato se deshidrata en 2 cámaras separadas 2. Paso 1 hex a tetra, Paso 2 tetra a di. El dihidrato se descompone en 100% Mg(OH)Cl.			
CO ₂ Absorbido	53333		MTPY
CaCl ₂	134574		MTPY
HCl Seco	88368		MTPY
CaCO ₃	105989		MTPY
Hexahidrato reciclado	492737		MTPY
HEX A TETRA (100 °C)	1445	kWh/t CO ₂	
TETRA A DI (125 °C)	1774	kWh/t CO ₂	
DI-HIDRATO			
DESHIDRATACIÓN Y DESCOMPOSICIÓN	1790	kWh/t CO ₂	
A 100% Mg(OH)Cl (130 °C)			
PRODUCE 66% HCl VAPOR			
SIN PORTADOR MgCl ₂ = MEJOR EFICIENCIA GENERAL			
SIN USO DE HCl PP			
	0.9		
Recuperación de Calor del 28% HCl vapor	148	kWh/t CO ₂	
TOTAL	4862	kWh/t CO ₂	

Tabla 4a. Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 2.

	Nombres del Flujo de Proceso →	5	7	8	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O-1	H ₂ O-2	HCl-Vapor
5	Temperatura °C	98	114.1	101	25	95	40	25	100	125	130
	Presión kPa	101.3	101.3	101.3	101.4	101.4	108.8	101.4	101.3	152.0	101.3
	Masa VFrac	0	0	1	0	0	1	0	1	1	1
	Masa SFrac	1	1	0	1	1	0	0	0	0	0
	Flujo de Masa t/año	492736.693	405410.587	306683.742	134573.943	121369.558	166332.6	234646.82	87326.106	87329.947	132027.689
10	Flujo de Volumen l/min	364.9	124.6	849333.3	117.1	85.2	240953.2	24778.3	282354.4	200851.9	305048.1
	Entalpía MW	-190.292	-144.291	-98.931	-30.599	-46.174	-17.821	-	-36.806	-36.675	-25.187
	Densidad kg/m ³	2568.8	6191.6	0.7	2186.8	2709.4	1.3	18.0	0.6	0.8	0.8
	H ₂ O	0	0	218315.265	0	0	6499.971	234646.82	87326.106	87326.106	43663.053
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	88368.477	0	0	0	0	0	3.841	88364.636
	CO ₂	0	0	0	0	0	53333.098	0	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0	0	0	18333.252	0	0	0	0
	N ₂	0	0	0	0	0	88166.278	0	0	0	0
	CaCl ₂	0	0	0	134573.943	80.499	0	0	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	121289.059	0	0	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

116

000117

000118

5

10

15

Nombres del Flujo de Proceso→	5	7	8	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O-1	H ₂ O-2	HCl Vapor
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	405410.587	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	492736.693	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg (OH) Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg (OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0.712	0	0	0.039	1	1	1	0.331
H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0.288	0	0	0	0	0	0	0.669
CO ₂	0	0	0	0	0	0.321	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	0	0	0	0.11	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0.53	0	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	1	0.001	0	0	0	0	0
Ca (OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	0	0	0	0.999	0	0	0	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca (O) Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg (OH) Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg (OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

117

	Nombres del Flujo-de- Proceso →	5	7	8	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O-1	H ₂ O-2	HCl Vapor
	H ₂ O	0	0	384.27	0	0	11.441	413.016	153.708	153.708	76.854
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	76.854	0	0	0	0	0	0.003	76.851
	CO ₂	0	0	0	0	0	38.427	0	0	0	0
5	CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0	0	0	18.168	0	0	0	0
	N ₂	0	0	0	0	0	99.8	0	0	0	0
	CaCl ₂	0	0	0	38.45	0.023	0	0	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	38.427	0	0	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	MgCl ₂ *4W	0	76.854	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	76.854	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

118

000119

Tabla-4b.- Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 2.

Nombres del Flujo de Proceso →		LÍQUIDO	MgCl ₂ -4W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VAPOR
Temperatura °C		94.9	100	75	95	95	95	125	130	118.1
Presión kPa		101.3	101.3	101.3	101.4	101.4	101.4	152.0	101.3	101.3
Masa VFrac		0.979	0	0	0	1	0	0	0	1
Masa SFrac		0	1	1	0.998	0	0.998	1	1	0
5	Flujo de Masa t/año	306683.742	405410.587	492736.693	493737.578	106499.178	615107.136	318080.64	186052.951	306683.742
Flujo de Volumen l/min		815652.5	124.6	364.9	479.1	213736.7	555.8	124.6	124.6	888042.8
Entalpía MW		-99.487	-144.553	-190.849	-190.859	0.241	-237.034	-97.128	-61.083	-98.668
Densidad kg/m³		0.72	6191.63	2568.82	1960.51	0.95	2105.44	4857.89	2841.48	0.66
H ₂ O		218315.265	0	0	1000	0	1000	0	0	218315.265
H ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl		88368.477	0	0	0	0	0	0	0	88368.477
10	CO ₂	0	0	0	0	0.532	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂		0	0	0	0.165	18333.088	0.165	0	0	0
N ₂		0	0	0	0.72	88165.558	0.72	0	0	0
CaCl ₂		0	0	0	0	0	80.499	0	0	0
Ca(OH) ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃		0	0	0	0	0	121289.059	0	0	0
MgCO ₃		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W		0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W		0	0	0	0	0	0	318077.568	0	0
MgCl ₂ *4W		0	405410.587	0	0	0	0	0	0	0

119

080120

Nombres del Flujo de Proceso →		LÍQUIDO	MgCl ₂ -4W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VAPOR
5	MgCl ₂ *6W	0	0	492736.693	492736.693	0	492736.693	0	0	0
	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	186052.951	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	3.072	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ *	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Fracción de Masa									
	H ₂ O	0.712	0	0	0.002	0	0.002	0	0	0.712
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0.288	0	0	0	0	0	0	0	0.288
10	CO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0	0	0.172	0	0	0	0
	N ₂	0	0	0	0	0.828	0	0	0	0
	CaCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	0	0.197	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	1	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	1	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	0	1	0.998	0	0.801	0	0	0
	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	1	0
Mg(OH) ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0

120

10

15

00121

	Nombres del Flujo de Proceso →	LÍQUIDO	MgCl ₂ -4W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VAPOR
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	H ₂ O	384.27	0	0	1.76	0	1.76	0	0	384.27
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
5	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	76.854	0	0	0	0	0	0	0	76.854
	CO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0	0	18.168	0	0	0	0
	N ₂	0	0	0	0.001	99.799	0.001	0	0	0
	CaCl ₂	0	0	0	0	0	0.023	0	0	0
	Ca (OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	0	38.427	0	0	0
10	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca (O) Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	76.852	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	76.854	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	0	76.854	76.854	0	76.854	0	0	0
	Mg (OH) Cl	0	0	0	0	0	0	0	76.854	0
	Mg (OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0.002	0	0
15	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0

121

000122

Ejemplo 4 - Simulación de Proceso de Captura de CO₂
Catalizado con Ion de Magnesio de Gases de Combustión
Utilizando CaCl₂ para formar CaCO₃.

5 Parte de los parámetros definidos incluyen el diagrama de
flujo de proceso que se muestra en la Figura 8. Los
resultados de la simulación sugieren que es eficiente
calentar un flujo de MgCl₂·6H₂O para formar MgO en una sola
cámara. El MgO se hace reaccionar con H₂O para formar Mg(OH)₂,
10 que después reacciona con una solución saturada de CaCl₂/H₂O y
CO₂ de los gases de combustión para formar CaCO₃, el cual se
filtra fuera del flujo. El MgCl₂·6H₂O resultante que se forma
se recicla en el primer reactor para comenzar el proceso
nuevamente. Este proceso no está limitado a ninguna fuente en
15 particular para CaCl₂. Por ejemplo, éste se puede obtener de
hacer reaccionar silicato de calcio con HCl para producir
CaCl₂.

Las restricciones y parámetros especificados para esta
simulación incluyen:

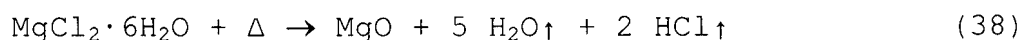
- 20 • las reacciones se desarrollaron en eficiencias del
100% sin pérdidas. Las simulaciones se pueden
modificar cuando pruebas piloto determinen las
eficiencias de la reacción.

000123

- Las simulaciones no tomaron en cuenta las impurezas en el material de alimentación de CaCl_2 o cualquier composición de MgCl_2 requerida debido a las pérdidas del sistema.

5 Los resultados de esta simulación indican un consumo de energía neta preliminar de 3285 kwh/t de CO_2 . La Tabla 5 proporciona contabilización de masa y energía para los diferentes flujos del proceso simulado. Cada flujo corresponde al flujo en la Figura 8.

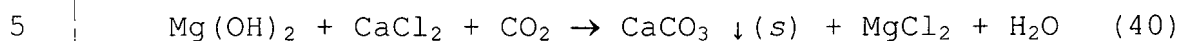
10 El proceso consiste de dos reactores primarios y una sección de filtración de sólidos. El primer reactor calienta $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ provocando que éste se descomponga en un flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ y un flujo sólido de MgO . El flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ se envía a un intercambiador de calor para
15 recuperar calor extra. El $\text{Mg}(\text{OH})_2$ que se forma del MgO se envía al reactor 2 para procesamiento adicional. La(s) reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor incluye(n) lo siguiente:



Una solución de CaCl_2 y un flujo de gases de combustión se agregan al $\text{Mg}(\text{OH})_2$ en el reactor 2. Esta reacción forma CaCO_3 , MgCl_2 y agua. El CaCO_3 se precipita y se remueve en un filtro o decantador. El MgCl_2 restante y el agua se reciclan.

000124

en el primer reactor. Se agrega agua adicional para completar el balance de agua requerida por el primer reactor. La(s) reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor incluye(n) lo siguiente:



La alimentación primaria para este proceso son CaCl_2 , gases de combustión (CO_2) y agua. El MgCl_2 en el sistema se utiliza, se reforma y se recicla. La única composición de MgCl_2 requerida es para reemplazar pequeñas cantidades que
10 dejan el sistema con el producto de CaCO_3 , y pequeñas cantidades que dejan con el producto de HCl /agua.

Este proceso es un uso de energía neta. La cantidad de energía está bajo investigación y optimización. Hay un intercambio de calor cruzado para recuperar el calor en
15 flujos de alta temperatura para precalentar los flujos de alimentación.

Los pasos para este proceso (Caso 3) se resumen a continuación:

CASO 3

Deshidratación/Descomposición Combinadas a MgO

El Hexahidrato se deshidrata y se descompone simultáneamente a 450°C. El Reactor produce 100% MgO.

CO ₂ Absorbido	53333	MTPY
CaCl ₂	134574	MTPY
HCl Seco	88368	MTPY
CaCO ₃	105989	MTPY
Hexahidrato Reciclado	246368	MTPY

HEXAHIDRATO

DESHIDRATACIÓN Y DESCOMPOSICIÓN 3778 kWh/t CO₂

AL 100% MgO (450 °C)

PRODUCE 44.7% HCl VAPOR

RECICLA LA MITAD DE HEXAHIDRATO A LO MUCHO

PERO NECESITA CALOR DE ALTA CALIDAD

Recuperación de calor 493 kWh/t CO₂

de 45% HCl vapor

TOTAL 3285 kWh/t CO₂

Tabla 5a. Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 3.

	Nombres del Flujo de Proceso →	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl VAP	MgCl ₂	MgCl ₂ -6W
	Temperatura °C	25	95	104	25	120	353.8	104
	Presión kPa	101.4	101.4	108.8	101.4	101.3	101.4	101.4
	Masa VFrac	0	0	1	0	1	0	0
	Masa SFrac	1	1	0	0	0	1	1
5	Flujo de Masa t/año	134573.943	121369.558	166332.6	125489.188	197526.11	246368.347	246368.347
	Flujo de Volumen l/min	117.1	85.2	290208.4	13251.4	520603.9	182.4	182.4
	Entalpia MW	-30.599	-46.174	-17.479	-63.14	-52.762	-92.049	-95.073
	Densidad kg/m ³	2186.81	2709.38	1.09	18.02	0.72	2568.82	2568.82
	H ₂ O	0	0	6499.971	125489.188	109157.633	0	0
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	0	0	88368.477	0	0
	CO ₂	0	0	53333.098	0	0	0	0
10	CO	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	18333.252	0	0	0	0
	N ₂	0	0	88166.278	0	0	0	0
	CaCl ₂	134573.943	80.499	0	0	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	121289.059	0	0	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	246368.347	246368.347

126

10

15

000127

Nombres del Flujo de Proceso →		CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl VAP	MgCl ₂	MgCl ₂ -6W
5	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0
	H ₂ O	0	0	0.039	1	0.553	0	0
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	0	0	0.447	0	0
	CO ₂	0	0	0.321	0	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0.11	0	0	0	0
	N ₂	0	0	0.53	0	0	0	0
	CaCl ₂	1	0.001	0	0	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	0.999	0	0	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0
10	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	1	1
	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0
	H ₂ O	0	0	11.441	220.881	192.135	0	0
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0
HCl		0	0	0	0	76.854	0	0

5

10

Nombres del Flujo de Proceso →	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl VAP	MgCl ₂	MgCl ₂ -6W
CO ₂	0	0	38.427	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	18.168	0	0	0	0
N ₂	0	0	99.8	0	0	0	0
CaCl ₂	38.45	0.023	0	0	0	0	0
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	38.427	0	0	0	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	38.427	38.427
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0

128

15

000129

Tabla 5b. Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 3.

Nombres del Flujo de Proceso →		Mg(OH)Cl1	Mg(OH)Cl2	RECICLADO1	RECICLADO2	RECICLADO3	RX2-VENT	LECHADA	VAPOR	VENT
Temperatura °C		450	100	95	140	140	95	95	450	140
Presión kPa		101.3	101.3	101.4	101.4	101.4	101.4	101.4	101.3	101.4
Masa VFrac		0	0	0	0.004	0	1	0	1	1
Masa SFrac		1	1	0.996	0.996	1	0	0.997	0	0
5	Flujo de Masa t/año	48842.237	48842.237	247369.231	247369.231	246368.347	106499.178	368738.79	197526.11	1000.885
Flujo de Volumen l/min		25.9	25.9	296.6	3763.2	182.4	213736.7	373.3	957585.5	3580.7
Entalpia MW		-22.38	-23	-95.676	-95.057	-94.638	0.241	-141.851	-49.738	-0.419
Densidad kg/m³		3583.15	3583.15	1586.36	125.05	2568.82	0.95	1878.98	0.38	0.53
10	H ₂ O	0	0	1000	1000	0	0	1000	109157.633	1000
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	0	0	0	0	0	88368.477	0
	CO ₂	0	0	0	0	0	0.532	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0.165	0.165	0	18333.088	0.165	0	0.165
	N ₂	0	0	0.72	0.72	0	88165.558	0.72	0	0.72
	CaCl ₂	0	0	0	0	0	0	80.499	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	CaCO ₃	0	0	0	0	0	0	121289.059	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0	0

000130

5

10

15

130

Nombres del Flujo de Proceso →	Mg(OH)Cl1	Mg(OH)Cl2	RECICLADO1	RECICLADO2	RECICLADO3	RX2-VENT	LECHADA	VAPOR	VENT
MgCl ₂ *6W	0	0	246368.347	246368.347	246368.347	0	246368.347	0	0
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	48842.237	48842.237	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0.004	0.004	0	0	0.003	0.553	0.999
H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	0	0	0	0.447	0
CO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	0	0	0	0.172	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0.828	0	0	0.001
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	0	0	0	0	0	0.329	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	0	0	0.996	0.996	1	0	0.668	0	0
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	1	1	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	1.76	1.76	0	0	1.76	192.135	1.76
	0	0	0	0	0	0	0	0	0

000131

Nombres del Flujo de Proceso →	Mg(OH)Cl1	Mg(OH)Cl2	RECICLADO1	RECICLADO2	RECICLADO3	RX2-VENT	LECHADA	VAPOR	VENT
Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	0	0	0	76.854	0
CO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	0	0	0	18.168	0	0	0
N ₂	0	0	0.001	0.001	0	99.799	0.001	0	0.001
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0	0.023	0	0
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	0	0	0	0	0	38.427	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	0	0	38.427	38.427	38.427	0	38.427	0	0
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	38.427	38.427	0	0	0	0	0	0	0

131

5

10

15

000132

Ejemplo 5 - Simulación de Proceso de Captura de CO₂
Catalizado con Ion de Magnesio de Gases de Combustión
Utilizando CaCl₂ para formar CaCO₃.

Parte de los parámetros definidos incluyen el diagrama de
5 flujo de proceso que se muestra en la Figura 9. Los
resultados de la simulación sugieren que es eficiente
calentar un flujo de MgCl₂·6H₂O para formar Mg(OH)Cl en una
sola cámara. El Mg(OH)Cl se hace reaccionar con H₂O para
formar MgCl₂ y Mg(OH)₂, que después reacciona con una solución
10 saturada de CaCl₂/H₂O y CO₂ de los gases de combustión para
formar CaCO₃, el cual se filtra fuera del flujo. El MgCl₂·6H₂O
resultante que se forma se recicla en el primer reactor para
comenzar el proceso nuevamente. Este proceso no está limitado
a ninguna fuente en particular para CaCl₂. Por ejemplo, éste
15 se puede obtener de hacer reaccionar silicato de calcio con
HCl para producir CaCl₂.

Las restricciones y parámetros especificados para esta
simulación incluyen:

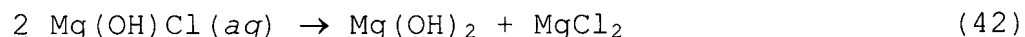
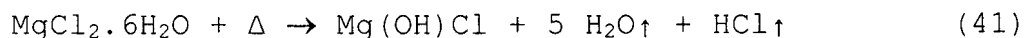
- las reacciones se desarrollaron en eficiencias del
20 100% sin pérdidas. Las simulaciones se pueden
modificar cuando pruebas piloto determinen las
eficiencias de la reacción.
- Las simulaciones no tomaron en cuenta las impurezas
en el material de alimentación de CaCl₂ o cualquier

000133

composición de MgCl_2 requerida debido a las pérdidas del sistema.

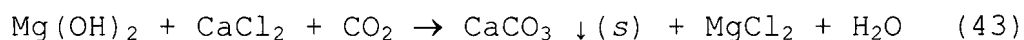
Los resultados de esta simulación indican un consumo de energía neta preliminar de 4681 kwh/t de CO_2 . La Tabla 6 proporciona contabilización de masa y energía para los diferentes flujos del proceso simulado. Cada flujo corresponde al flujo en la Figura 9.

El proceso consiste de dos reactores primarios y una sección de filtración de sólidos. El primer reactor calienta $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ provocando que éste se descomponga en un flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ y un flujo sólido de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. El flujo de vapor de $\text{HCl}/\text{H}_2\text{O}$ se envía a un intercambiador de calor para recuperar calor extra. El $\text{Mg}(\text{OH})_2$ que se forma del $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ se envía al reactor 2 para procesamiento adicional. La(s) reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor incluye(n) lo siguiente:



Una solución de CaCl_2 y un flujo de gases de combustión se agregan al $\text{Mg}(\text{OH})_2$ en el reactor 2. Esta reacción forma CaCO_3 , MgCl_2 y agua. El CaCO_3 se precipita y se remueve en un filtro o decantador. El MgCl_2 restante y el agua se reciclan en el primer reactor. Se agrega agua adicional para completar el balance de agua requerida por el primer reactor. La(s)

reacción(es) química(s) que ocurre(n) en este reactor incluye(n) lo siguiente:



La alimentación primaria para este proceso son CaCl_2 , gases de combustión (CO_2) y agua. El MgCl_2 en el sistema se utiliza, se reforma y se recicla. La única composición de MgCl_2 requerida es para reemplazar pequeñas cantidades que dejan el sistema con el producto de CaCO_3 , y pequeñas cantidades que dejan con el producto de HCl /agua.

Este proceso es un uso de energía neta. La cantidad de energía está bajo investigación y optimización. Hay un intercambio de calor cruzado para recuperar el calor en flujos de alta temperatura para recalentar los flujos de alimentación.

000135

Los pasos para este proceso (Caso 4) se resumen a continuación:

CASO 4		
Deshidratación/Descomposición Combinadas a Mg(OH)Cl		
El Hexahidrato se deshidrata y se descompone simultáneamente a 250 °C. El Reactor produce 100% Mg(OH)Cl.		
CO ₂ Absorbido	53333	MTPY
CaCl ₂	134574	MTPY
HCl Seco	88368	MTPY
CaCO ₃	105989	MTPY
Hexahidrato Reciclado	492737	MTPY
DESHIDRATACIÓN Y DESCOMPOSICIÓN	5043	kWh/t CO2
A 100% Mg(OH)Cl (250 °C)		
PRODUCE 28.8% HCl VAPOR		
	2.2	MW
Recuperación de Calor	361	kWh/t CO2
de 28% HCl vapor		
TOTAL	4681	kWh/t CO2

Tabla 6a. Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 4.

	Nombres del Flujo de Proceso →	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HClVAP	MgCl ₂	MgCl ₂ -6W	Mg(OH)Cl1
5	Temperatura °C	25	95	104	25	120	188	104	250
	Presión kPa	101.4	101.4	108.8	101.4	101.3	101.4	101.4	101.3
	Masa VFrac	0	0	1	0	1	0	0	0
	Masa SFrac	1	1	0	0	0	1	1	1
	Flujo de Masa t/año	134573.943	121369.558	166332.6	234646.82	306683.742	492736.693	492736.693	186052.951
10	Flujo de Volumen l/min	117.1	85.2	290208.4	24778.3	892463.9	364.9	364.9	124.6
	Entalpia MW	-30.599	-46.174	-17.479	-118.063	-98.638	-188.114	-190.147	-60.661
	Densidad kg/m³	2186.81	2709.38	1.09	18.02	0.66	2568.82	2568.82	2841.48
	H ₂ O	0	0	6499.971	234646.82	218315.265	0	0	0
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	0	0	88368.477	0	0	0
	CO ₂	0	0	53333.098	0	0	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	18333.252	0	0	0	0	0
15	N ₂	0	0	88166.278	0	0	0	0	0
	CaCl ₂	134573.943	80.499	0	0	0	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	121289.059	0	0	0	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0

136

000137

5

10

Nombres del Flujo de Proceso →	CaCl ₂	CaCO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HClVAP	MgCl ₂	MgCl ₂ -6W	Mg(OH)Cl1
Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	76.854	0	0	0
CO ₂	0	0	38.427	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	18.168	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	99.8	0	0	0	0	0
CaCl ₂	38.45	0.023	0	0	0	0	0	0
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	38.427	0	0	0	0	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	76.854	76.854	0
Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	76.854
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0

138

15

000139

Tabla 6b. Contabilización de Masa y Energía para Simulación del Caso 4.

Nombres del Flujo de Proceso →		Mg(OH)Cl ₂	RECICLADO1	RECICLADO2	RECICLADO3	RX2-VENT	LECHADA	VAPOR	VENT
Temperatura °C		100	95	113.8	113.8	95	95	250	113.8
Presión kPa		101.3	101.4	101.4	101.4	101.4	101.4	101.3	101.4
Masa VFrac		0	0	0.002	0	1	0	1	1
Masa SFrac		1	0.998	0.998	1	0	0.998	0	0
Flujo de Masa t/año		186052.95	493737.58	493737.58	492736.69	106499.18	615107.14	306683.74	1000.89
Flujo de Volumen l/min		124.6	479.1	3718.4	364.9	213736.7	555.8	1187568.4	3353.5
Entalpía MW		-61.189	-190.859	-190.331	-189.91	0.241	-237.034	-96.605	-0.421
Densidad kg/m ³		2841.48	1960.51	252.59	2568.82	0.95	2105.44	0.50	0.56
H ₂ O		0	1000	1000	0	0	1000	218315.27	1000
H ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
HCl		0	0	0	0	0	0	88368.477	0
CO ₂		0	0	0	0	0.532	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂		0	0.165	0.165	0	18333.088	0.165	0	0.165
N ₂		0	0.72	0.72	0	88165.558	0.72	0	0.72
CaCl ₂		0	0	0	0	0	80.499	0	0
Ca(OH) ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃		0	0	0	0	0	121289.06	0	0
MgCO ₃		0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W		0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W		0	492736.69	492736.69	492736.69	0	492736.69	0	0
Mg(OH)Cl		186052.95	0	0	0	0	0	0	0

Nombres del Flujo de Proceso →		Mg(OH)Cl ₂	RECICLADO1	RECICLADO2	RECICLADO3	RX2-VENT	LECHADA	VAPOR	VENT
5	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0
	H ₂ O	0	0.002	0.002	0	0	0.002	0.712	0.999
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	0	0	0	0	0.288	0
	CO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	0	0	0.172	0	0	0
	N ₂	0	0	0	0	0.828	0	0	0.001
	CaCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	0	0.197	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
10	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	0.998	0.998	1	0	0.801	0	0
	Mg(OH)Cl	1	0	0	0	0	0	0	0
15	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0
	H ₂ O	0	1.76	1.76	0	0	1.76	384.27	1.76
	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCl	0	0	0	0	0	0	76.854	0
	CO	0	0	0	0	0	0	0	0

00141

Nombres del Flujo de Proceso →	Mg(OH)Cl ₂	RECICLADO1	RECICLADO2	RECICLADO3	RX2-VENT	LECHADA	VAPOR	VENT
CO	0	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	0	0	0	0	18.168	0	0	0
N ₂	0	0.001	0.001	0	99.799	0.001	0	0.001
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0.023	0	0
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	0	0	0	0	38.427	0	0
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca(O)Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W	0	76.854	76.854	76.854	0	76.854	0	0
Mg(OH)Cl	76.854	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0

141

000142

Ejemplo 6 - Caldera de Sal de Carretera: Descomposición de
MgCl₂·6H₂O

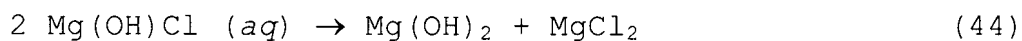
La Figura 10 muestra una gráfica del porcentaje de masa de una muestra calentada de MgCl₂·6H₂O. La masa inicial de la muestra fue de aproximadamente 70 mg y se estableció al 100%. Durante el experimento, la masa de la muestra se midió mientras se descomponía térmicamente. La temperatura ascendió rápidamente a 150 °C, y luego se incrementó lentamente en 0.5 °C por minuto. Aproximadamente a los 220 °C, el peso se volvió constante, consistente con la formación de Mg(OH)Cl. La ausencia de disminución de peso adicional indicó que casi toda el agua se había removido. En las Figuras 28 y 29 se muestran dos análisis detallados diferentes de masa descomposicional, con las mesetas teóricas de diferentes materiales finales mostrados. La Figura 30 confirma que se puede hacer MgO por mayores temperaturas (aquí, 500 °C) que aquellas que producen Mg(OH)Cl.

Ejemplo 7 - Disolución de Mg(OH)Cl en H₂O

Una muestra de Mg(OH)Cl, producido por la descomposición calentada de MgCl₂·6H₂O, se disolvió en agua y se agitó por un periodo de tiempo. Después de eso, el precipitado restante se secó, se captó y se analizó. Mediante la fórmula de descomposición, la cantidad de Mg(OH)₂ se podría comparar con

000143 ·

la cantidad esperada analizar. La reacción química se puede representar como sigue:



Los datos de par Mg(OH)_2 y MgCl_2 son como sigue:

5 MgCl_2 52.8 gm en 100 gm. H_2O (muy soluble)

Mg(OH)_2 0.0009 gm en 100 gm. H_2O (virtualmente insoluble)

Peso teórico de Mg(OH)_2 recuperado:

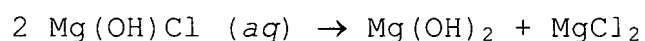
Dado el peso de la muestra: 3.0136 gm.

MW Mg(OH)Cl 76.764

10 MW Mg(OH)_2 58.32

Moles de Mg(OH)_2 formadas por mol de $\text{Mg(OH)Cl} = \frac{1}{2}$

Cantidad esperada de Mg(OH)_2



$$3.016 \text{ gm} * (\text{MW } \text{Mg(OH)}_2 \div (\text{MW } \text{Mg(OH)Cl} * \frac{1}{2}) = 1.1447 \text{ gm}$$

15 Precipitado captado = 1.1245 gm

$$\% \text{ de captado teórico} = (1.1447 \div 1.1245) * 100 =$$

98.24%

Datos analíticos:

20 Después de que la muestra de Mg(OH)_2 se envió para análisis, refracción de rayos X (XRD, X-Ray-Diffraction) y EDS. Los resultados se muestran en la Figura 11. La fila alta de crestas es la de la muestra, las puntas en la fila media son la firma de Mg(OH)_2 mientras que las puntas en el fondo son las de MgO . Por lo tanto, al verificar que el

000144

precipitado recuperado de la disolución de Mg(OH)Cl tiene una señal que se asemeja a la de Mg(OH)_2 .

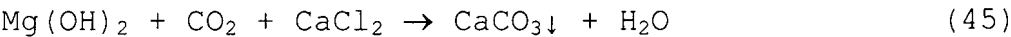
Elemento	relación-k	ZAF	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
(calc.)	Wt %	(1-Sigma)			
Mg-K	0.9472	1.014	96.88	96.02	+/- 0.23
Si-K	0.0073	2.737	1.74	1.99	+/- 0.17
Cl-K	0.0127	1.570	1.38	2.00	+/- 0.16
Total	100.00	100.00			

Nota: Los resultados no incluyen elementos con $Z < 11$ (Na).

El análisis EDS revela que muy poco cloro [Cl] se incorporó en el precipitado. Nota, este análisis no puede detectar oxígeno o hidrógeno.

Ejemplo 8 - Experimento de Borboteador de Descarbonatación de Producción de CaCO_3 al Hacer Reaccionar CO_2 con Mg(OH)_2 {o Mg(OH)Cl } y CaCl_2

Aproximadamente 20 gramos de Mg(OH)_2 se colocaron en la columna de burbujas con dos litros de agua y el CO_2 se borboteó a través de ésta por un período de tiempo de x minutos. Después de eso, se captó parte del líquido al cual se agregó una solución de CaCl_2 . Inmediatamente se formó un precipitado y se envió a través del XRD y EDS. La reacción química se puede representar como sigue:



El análisis XRD (Figura 12) coincide con la firma de CaCO_3 .

EDS

Elemento	relación-k	ZAF	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
(calc.)	Wt %	(1-Sigma)			
Mg-K	0.0070	2.211	2.52	1.55	+/- 0.10
Al-K	0.0013	1.750	0.33	0.22	+/- 0.04
Si-K	0.0006	1.382	0.12	0.09	+/- 0.03
Cl-K	0.0033	1.027	0.38	0.34	+/- 0.03
Ca-K	0.9731	1.005	96.64	97.80	+/- 0.30
Total	100.00	100.00			

Nota: Los resultados no incluyen elementos con $Z < 11$ (Na).

El análisis EDS indica casi puro CaCO_3 con solamente un 1.55% en peso de impureza de magnesio y casi nada de cloro del CaCl_2 .

Se llevó a cabo la misma prueba, excepto que el $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ de la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ se utilizó en lugar de $\text{Mg}(\text{OH})_2$. Aunque el $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ tiene la mitad de hidróxido $[\text{OH}^-]$, como el $\text{Mg}(\text{OH})_2$ se espera que absorba CO_2 y forme CaCO_3 precipitado (PCC).

El análisis XRD (Figura 13) coincide con la firma de CaCO_3 .

EDS

Chi-sqd = 5.83 Tiempo de vida = 300.0 Sec.
Análisis sin Estándar

Corrección de PROZA Acc.Volt.= 20 kV Ángulo de partida=35.00 grados
Número de Iteraciones = 3

Elemento	relación-k	ZAF	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
(calc.)	Wt %	(1-Sigma)			
Mg-K	0.0041	2.224	1.48	0.90	+/- 0.09
S -K	0.0011	1.071	0.14	0.11	+/- 0.04
Ca-K	0.9874	1.003	98.38	98.98	+/- 0.34
Total	100.00	100.00			

Nota: Los resultados no incluyen elementos con $Z < 11$ (Na)

000146

Nuevamente los resultados indican casi puro CaCO_3 , casi sin compuestos de Mg Cl .

Ejemplo 9A - Experimento Fusor de Roca: Reacción de Olivino y Serpentino con HCl

Muestras de olivino $(\text{Mg,Fe})_2\text{SiO}_4$ y serpentino $\text{Mg}_3\text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4$ se aplastaron y se hicieron reaccionar con 6.1 molar de HCl a lo largo de un periodo de aproximadamente 72 horas. Se ejecutaron dos conjuntos de pruebas, el primero a temperatura ambiente y el segundo a 70°C . Estos minerales tienen fórmulas variables y a menudo contienen hierro. Después de que las muestras se filtraron, el filtrand y filtrado resultantes se secaron en un horno por la noche. Las muestras luego se enviaron a través de análisis XRD y EDS. Los filtrados deben tener MgCl_2 presente y el filtrand debe ser principalmente SiO_2 .

Filtrado de Olivino Reaccionado con HCl a Temperatura

Ambiente

Elemento (calc.)	relación-k Wt %	ZAF (1-Sigma)	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
Mg-K	0.1960	1.451	37.06	28.45	+/- 0.18
Si-K	0.0103	1.512	1.75	1.56	+/- 0.11
Cl-K	0.5643	1.169	58.89	65.94	+/- 0.31
Fe-K	0.0350	1.161	2.30	4.06	+/- 0.22
Total	100.00	100.00			

000147

Filtrado de Olivino Reaccionado con HCl a 70 °C

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

Elemento	relación-k	ZAF	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
(calc.)	Wt %	(1-Sigma)			
Mg-K	0.1172	1.684	27.39	19.74	+/- 0.12
Si-K	0.0101	1.459	1.77	1.48	+/- 0.07
Cl-K	0.5864	1.142	63.70	66.94	+/- 0.24
Fe-K	0.0990	1.144	6.84	11.33	+/- 0.21
Ni-K	0.0045	1.128	0.29	0.51	+/- 0.09
Total	100.00	100.00			

Filtrado de Serpentino Reaccionado con HCl a Temperatura Ambiente

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

Elemento	relación-k	ZAF	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
(calc.)	Wt %	(1-Sigma)			
Mg-K	0.1674	1.466	32.47	24.53	+/- 0.15
Al-K	0.0025	1.863	0.55	0.46	+/- 0.06
Si-K	0.0033	1.456	0.55	0.48	+/- 0.04
Cl-K	0.6203	1.141	64.22	70.77	+/- 0.27
Ca-K	0.0016	1.334	0.17	0.21	+/- 0.05
Cr-K	0.0026	1.200	0.19	0.31	+/- 0.07
Mn-K	0.0011	1.200	0.08	0.14	+/- 0.08
Fe-K	0.0226	1.160	1.51	2.62	+/- 0.10
Ni-K	0.0042	1.128	0.26	0.48	+/- 0.10
Total	100.00	100.00			

Filtrado de Serpentino Reaccionado con HCl a 70°C

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

Elemento	relación-k	ZAF	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
(calc.)	Wt %	(1-Sigma)			
Mg-K	0.1759	1.455	33.67	25.59	+/- 0.14
Al-K	0.0017	1.886	0.39	0.33	+/- 0.06
Si-K	0.0087	1.468	1.46	1.28	+/- 0.04
Cl-K	0.6014	1.152	62.46	69.27	+/- 0.25
Cr-K	0.0016	1.199	0.12	0.19	+/- 0.06
Fe-K	0.0268	1.161	1.78	3.11	+/- 0.17
Ni-K	0.0020	1.130	0.12	0.22	+/- 0.08
Total	100.00	100.00			

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

El filtrado para ambos minerales y serpentino y olivino en condiciones ambientales y 70 °C ilustran claramente la presencia de MgCl₂, y una pequeña cantidad de FeCl₂ en el caso del olivino.

Filtrand de Olivino Reaccionado con HCl a Temperatura

Ambiente

Elemento (calc.)	relación-k Wt %	ZAF (1-Sigma)	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
Mg-K	0.2239	1.431	37.68	32.04	+/- 0.14
Si-K	0.3269	1.622	53.96	53.02	+/- 0.19
Cl-K	0.0140	1.658	1.87	2.32	+/- 0.06
Cr-K	0.0090	1.160	0.58	1.05	+/- 0.08
Mn-K	0.0013	1.195	0.08	0.16	+/- 0.09
Fe-K	0.0933	1.167	5.57	10.89	+/- 0.26
Ni-K	0.0045	1.160	0.25	0.52	+/- 0.11
Total 100.00		100.00			

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

Filtrand de Olivino Reaccionado con HCl a 70 °C

Elemento (calc.)	relación-k Wt %	ZAF (1-Sigma)	% de Átomo	Elemento	Err. % en peso
Mg-K	0.2249	1.461	38.87	32.86	+/- 0.16
Si-K	0.3030	1.649	51.12	49.94	+/- 0.21
Cl-K	0.0223	1.638	2.96	3.65	+/- 0.14
Ca-K	0.0033	1.220	0.29	0.41	+/- 0.05
Cr-K	0.0066	1.158	0.42	0.76	+/- 0.08
Mn-K	0.0023	1.193	0.15	0.28	+/- 0.10
Fe-K	0.0937	1.163	5.61	10.89	+/- 0.29
Ni-K	0.0074	1.158	0.42	0.86	+/- 0.13
Cu-K	0.0029	1.211	0.16	0.35	+/- 0.16
Total 100.00		100.00			

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

Dado que la fórmula para olivino es (Mg,Fe)₂SiO₄, y éste es un olivino rico en magnesio. El compuesto en bruto tiene

000149

una relación de Mg:Si de 2:1. Sin embargo el filtrand, que no pasa a través del filtro tiene una relación de (Mg + Fe:Si) de (37+5.5:52) o 0.817:1. (% de Átomo en la tabla), evidentemente más del 50% del magnesio paso a través del
5 filtro.

Filtrand de Serpentino Reaccionado con HCl a temperatura ambiente

	Elemento relación-k		ZAF % de Átomo (1-Sigma)	Elemento	Err. % en peso
	(calc.)	Wt %			
10	Mg-K	0.1930	1.595 37.32	30.78	+/- 0.15
	Si-K	0.2965	1.670 51.94	49.50	+/- 0.20
	Cl-K	0.0065	1.633 0.88	1.06	+/- 0.06
	Cr-K	0.0056	1.130 0.36	0.63	+/- 0.08
	Fe-K	0.1532	1.155 9.33	17.69	+/- 0.31
	Ni-K	0.0029	1.159 0.17	0.34	+/- 0.12
	Total 100.00 100.00				

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

15 **Filtrand de Serpentino Reaccionado con HCl a 70 °C**

	Elemento relación-k		ZAF % de Átomo (1-Sigma)	Elemento	Err. % en peso
	(calc.)	Wt %			
	Mg-K	0.1812	1.536 33.53	27.83	+/- 0.13
	Si-K	0.3401	1.593 56.49	54.18	+/- 0.18
	Cl-K	0.0106	1.651 1.45	1.75	+/- 0.11
	Cr-K	0.0037	1.142 0.24	0.43	+/- 0.07
	Mn-K	0.0009	1.188 0.05	0.10	+/- 0.08
	Fe-K	0.1324	1.159 8.05	15.35	+/- 0.26
	Ni-K	0.0032	1.160 0.18	0.37	+/- 0.11
20	Total 100.00 100.00				

Nota: Los resultados no incluyen elementos con Z<11 (Na).

Dado que la fórmula de serpentino es (Mg,Fe)₃Si₂O₅(OH)₄, la relación inicial 1.5:1 de (Mg + Fe) con Si se ha recortado a (37 + 9.3:56.5) = 0.898:1.

. 000150

Ejemplo 9B - Simulación de Temperatura/Presión para la
Descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6(\text{H}_2\text{O})$

La presión y temperatura fueron variadas, como se muestra más adelante (Tabla 7) en la Figura 14, para determinar el efecto
5 que esto tiene en el equilibrio de la descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6(\text{H}_2\text{O})$. Las entradas son:

- 1) $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
- 2) CaCl_2
- 3) La Temperatura del flujo caliente que deja el
10 intercambio de calor (HX) etiquetado $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ (ver las Figuras 7-8).
- 4) Porcentaje de sólidos separados en el decantador.
- 5) Agua necesaria etiquetada H_2O
- 6) Gases de combustión.

15

20

000151

Tabla 7.

VARIACIÓN 1	VARIACIÓN 2	ENTRADA	Mg (OH) Cl	MgO	Q	
REACTOR1	REACTOR1					
PARAM	PARAM					
TEMP	PRES					
°C	kPa	MOL/S	MOL/S	MOL/S	MW	kWh/t CO ₂
400	34.5	51.08399	25.31399	25.77001	23.63765	3883
410	34.5	38.427	0	38.427	19.85614	3261
420	34.5	38.427	0	38.427	19.87482	3264
430	34.5	38.427	0	38.427	19.89354	3268
440	34.5	38.427	0	38.427	19.9123	3271
450	34.5	38.427	0	38.427	19.93111	3274
400	48.3	76.854	76.854	0	31.37484	5153
410	48.3	53.24627	29.63854	23.60773	24.31186	3993
420	48.3	38.427	0	38.427	19.87482	3264
430	48.3	38.427	0	38.427	19.89354	3268
440	48.3	38.427	0	38.427	19.9123	3271
450	48.3	38.427	0	38.427	19.93111	3274
400	62.1	76.854	76.854	0	31.37484	5153
410	62.1	72.85115	68.84829	4.002853	30.20646	4961
420	62.1	50.2148	23.5756	26.6392	23.42411	3847
430	62.1	38.427	0	38.427	19.89354	3268
440	62.1	38.427	0	38.427	19.9123	3271
450	62.1	38.427	0	38.427	19.93111	3274
400	75.8	76.854	76.854	0	31.37484	5153
410	75.8	76.854	76.854	0	31.41	5159
420	75.8	64.78938	52.72476	12.06462	27.81251	4568
430	75.8	44.67748	12.50096	32.17652	21.77822	3577
440	75.8	38.427	0	38.427	19.9123	3271
450	75.8	38.427	0	38.427	19.93111	3274
400	89.6	76.854	76.854	0	31.37484	5153
410	89.6	76.854	76.854	0	31.41	5159
420	89.6	76.854	76.854	0	31.44515	5165
430	89.6	55.59535	34.3367	21.25865	25.07026	4118
440	89.6	38.427	0	38.427	19.9123	3271
450	89.6	38.427	0	38.427	19.93111	3274
400	103.4	76.854	76.854	0	31.37484	5153
410	103.4	76.854	76.854	0	31.41	5159
420	103.4	76.854	76.854	0	31.44515	5165
430	103.4	66.51322	56.17244	10.34078	28.36229	4659

000152

5

10

15

20

440	103.4	46.41875	15.98351	30.43525	22.32544	3667
450	103.4	38.427	0	38.427	19.93111	3274
200	34.5	127	76.854	0	47.51946	7805
210	34.5	85	76.854	0	33.34109	5476
220	34.5	77	76.854	0	30.74184	5049
230	34.5	77	76.854	0	30.77702	5055
240	34.5	77	76.854	0	30.8122	5061
250	34.5	77	76.854	0	30.84739	5067
200	48.3	184	76.854	0	66.57309	10935
210	48.3	125	76.854	0	46.75184	7679
220	48.3	85	76.854	0	33.32609	5474
230	48.3	77	76.854	0	30.777	5055
240	48.3	77	76.854	0	30.81218	5061
250	48.3	77	76.854	0	30.84737	5067
200	62.1	297	76.854	0	89.51079	14702
210	62.1	165	76.854	0	60.16258	9882
220	62.1	113	76.854	0	42.92123	7050
230	62.1	78	76.854	0	31.04401	5099
240	62.1	77	76.854	0	30.81217	5061
250	62.1	77	76.854	0	30.84735	5067
200	75.8	473	76.854	0	136.5784	22433
210	75.8	205	76.854	0	73.57332	12084
220	75.8	142	76.854	0	52.51638	8626
230	75.8	98	76.854	0	38.01558	6244
240	75.8	77	76.854	0	30.81216	5061
250	75.8	77	76.854	0	30.84734	5067
200	89.6	684	76.854	0	192.9858	31698
210	89.6	303	76.854	0	91.43505	15018
220	89.6	170	76.854	0	62.11152	10202
230	89.6	119	76.854	0	44.98715	7389
240	89.6	83.3323	76.854	0	33.00459	5421
250	89.6	76.854	76.854	0	30.84733	5067
200	103.4	930.5287	76.854	0	258.7607	42502
210	103.4	422.9236	76.854	0	123.7223	20322
220	103.4	198.7291	76.854	0	71.70666	11778
230	103.4	139.6567	76.854	0	51.95871	8534
240	103.4	98.51739	76.854	0	38.14363	6265
250	103.4	76.854	76.854	0	30.84733	5067

Ejemplos 10 - 21

Los siguientes ejemplos restantes se refieren a la obtención del calor necesario para llevar acabo la reacción de descomposición utilizando emisiones de calor residual ya sea de plantas de energía de carbón o de gas natural. Con el fin de obtener el calor necesario de las emisiones de gases de combustión del carbón, la fuente de calor se puede ubicar antes en el precipitador de polvos donde la temperatura oscila de 320-480 °C en lugar del recalentador de aire. Ver la referencia: páginas 11-15 de "The Structural Design of Air and Gas Ducts for Power Stations and Industrial Boiler Applications", (El Diseño Estructural de Ductos de Aire y Gas para Estaciones de Energía y Aplicaciones Industriales de Caldera), Editor: American Society of Civil Engineers (agosto, 1995), el cual se incorpora por referencia en este documento en su totalidad. Las plantas de gas natural de ciclo abierto tienen temperaturas de escape mucho más altas de 600 °C. Ver la referencia: páginas 11-15 de "The Structural Design of Air and Gas Ducts for Power Stations and Industrial Boiler Applications", (El Diseño Estructural de Ductos de Aire y Gas para Estaciones de Energía y Aplicaciones Industriales de Caldera), Editor: American Society of Civil Engineers (agosto, 1995), el cual se incorpora por referencia en este documento en su totalidad.

. 000154

Adicionalmente, la reacción de descomposición de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ puede llevarse a cabo también en dos modos diferentes, descomposición completa a MgO o una descomposición parcial a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$. La descomposición parcial a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ requiere en
5 algunas modalidades una temperatura mayor a los 180° mientras que la descomposición total a MgO requiere en algunas modalidades una temperatura de 440°C o mayor.

Adicionalmente, la alimentación entrante al proceso se puede representar como un continuo entre 100% de silicato de
10 calcio (CaSiO_3) y 100% silicato del magnesio (MgSiO_3) con dióxido ($\text{MgCa}(\text{SiO}_3)_2$) (una mezcla de CaSiO_3 y MgSiO_3 en una relación molar de 1:1) que representa un caso intermedio del 50%. Para cada uno de estos casos, la salida resultante oscilará en algunas modalidades de carbonato de calcio
15 (CaCO_3) a carbonato de magnesio (MgCO_3) con dolomita $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ que representa el caso intermedio. El proceso utilizando 100% de silicato de calcio es el proceso de Ca-Mg que se utiliza en todas las modalidades modeladas previamente. También es importante observar que el proceso de
20 100% de silicato de magnesio no utilizar compuestos de calcio; mientras que el proceso de alimentación entrante del 100% de silicato de calcio utilizar compuestos de magnesio, pero en un ciclo reciclado, solamente se requieren compuestos de composición de magnesio.

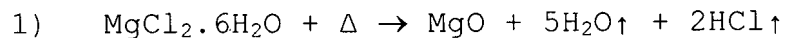
. 000155

A continuación se representan detalles adicionales con respecto solamente a los procesos de Ca-Mg, Mg, dióxido, por ejemplo, utilizando descomposición completa y parcial de MgCl_2 hidratado a MgO y Mg(OH)Cl , respectivamente.

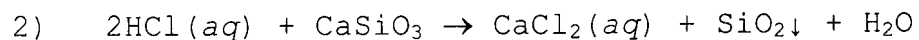
I) Proceso de Ca-Mg

Reacción total $\text{CaSiO}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CaCO}_3 + \text{SiO}_2$

a) Descomposición completa ("el proceso de CaSiO_3 - MgO):

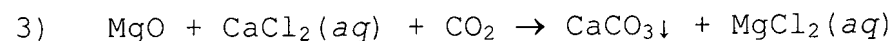


Una reacción de descomposición térmica.

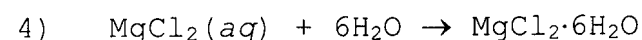


Una reacción de fundición de roca.

Nota 5 H_2O estarán presentes por 2 moles de HCl durante la reacción.

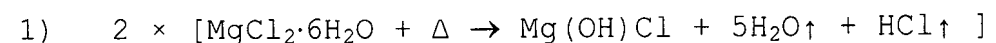


Algunas versiones de esta ecuación utilizan Mg(OH)_2 que se forma de MgO y H_2O .



Regeneración de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, regresar a #1.

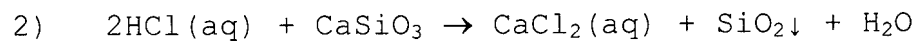
b) Descomposición parcial ("el proceso CaSiO_3 - Mg(OH)Cl):



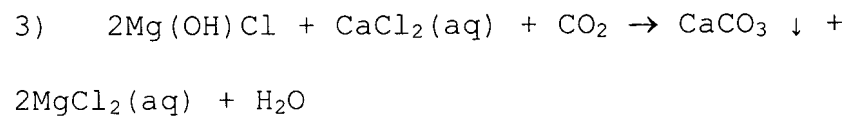
. 000156

Descomposición térmica.

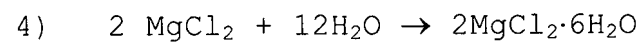
Es necesario tanto como dos veces de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ se necesita para atrapar la misma cantidad de CO_2 .



5 Reacción de fundición de roca.



Reacción de captura de CO_2 .

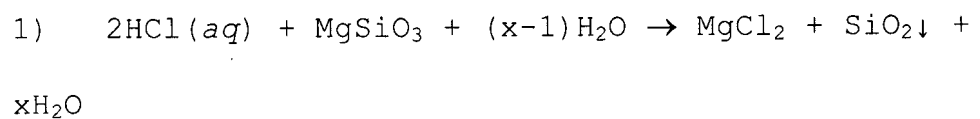


10 Regeneración de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, regresar a #1.

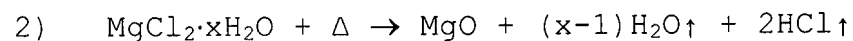
II) Proceso de sólo Mg

Reacción total $\text{MgSiO}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{MgCO}_3 + \text{SiO}_2$

c) Descomposición completa ("el proceso de MgSiO_3 -
15 MgO ")

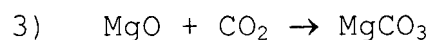


Reacción de fundición de roca.



20 Reacción de descomposición térmica.

Nota "x-1" moles de H_2O serán producidos por 2 moles de HCl .

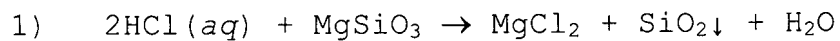


000157

Reacción de captura de CO₂.

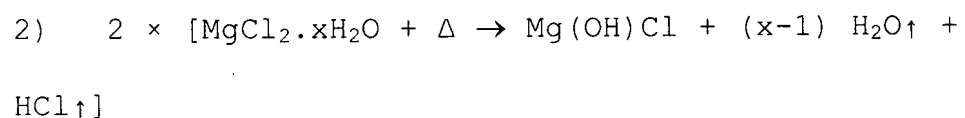
Nota, en esta modalidad no se requiere ningún reciclado de MgCl₂. El valor de x, el número de en aguas de hidratación es mucho menor que 6 debido a que el MgCl₂ de la reacción de fundición de roca no es suficiente para conducir tanto del agua a la fase de vapor. Por lo tanto, la trayectoria de la fundición de roca se lleva a cabo en un estado estacionario con "x" como modelado con un valor de aproximadamente 2.

d) Descomposición parcial ("el proceso MgSiO₃-Mg(OH)Cl")



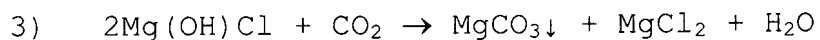
Reacción de fundición de roca.

Nota "x-1" H₂O estarán presentes por mol de HCl durante la reacción.

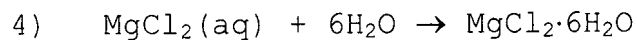


Descomposición.

Es necesario tanto como dos veces de MgCl₂·(x-1)H₂O para atrapar la misma cantidad de CO₂.



Reacción de captura de CO₂.



Regenerar MgCl₂·6H₂O, regresar a #1.

000158

Nota, en esta modalidad la mitad de MgCl_2 se recicla. El valor de x , es el número de aguas de hidratación es algo un tanto menor que 6 debido a que la mitad del MgCl_2 es de la reacción de fundición de roca la cual no es lo suficientemente caliente para conducir tanta agua a la fase de vapor y la mitad restante se recicla de la columna de absorción. Por lo tanto, el número de hidrataciones para la cantidad total de MgCl_2 en estado estacionario tendrá un valor de aproximadamente 4, que es el promedio entre $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ y $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$.

III) Proceso de Diópsido o Mixto:

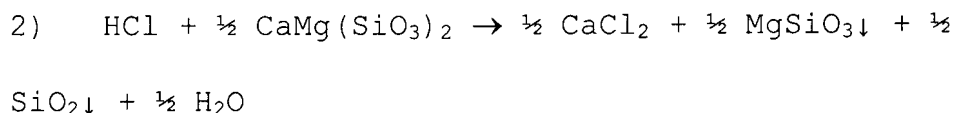
Nota, el Diópsido es un silicato mixto de calcio y magnesio y la dolomita es un carbonato mixto de calcio y magnesio.

Reacción total: $\frac{1}{2} \text{CaMg}(\text{SiO}_3)_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \frac{1}{2} \text{CaMg}(\text{CO}_3)_2 + \text{SiO}_2$

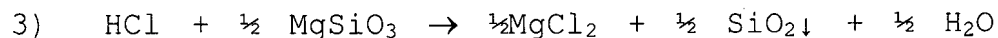
e) Descomposición completa ("el proceso Diópsido-MgO"):



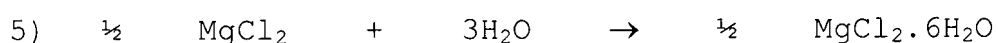
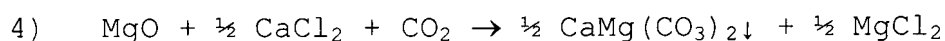
Descomposición térmica.



Primer reacción de fundición de roca.

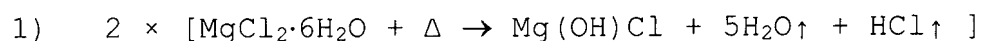


Segunda reacción de fundición de roca. El MgCl_2 regresa a #1.



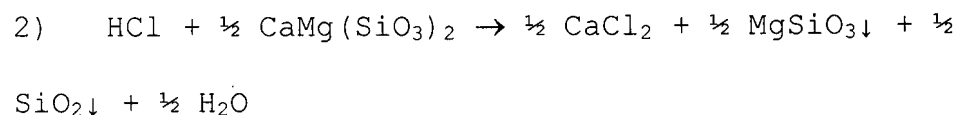
Regenerar $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, regresa a #1.

f) Descomposición parcial ("el proceso Diópsido- $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ "):

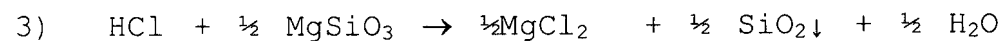


Descomposición térmica.

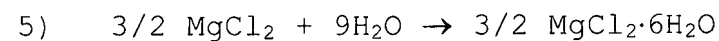
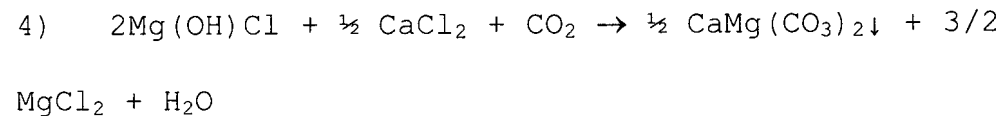
Es necesario tanto como dos veces de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ para atrapar la misma cantidad de CO_2 .



Primer reacción de fundición de roca.



Segunda reacción de fundición de roca. Aquí el MgCl_2 regresa a #1.



Regenerar $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, regresa a #1

Tabla 9. Resumen de Procesos

Ejemplo	Proceso	Fuente de gases de combustión	Temp. °C ¹	% CO ₂ de gases de combustión ²	Masa detallada y balance de energía de cada flujo de proceso
10	CaSiO ₃ -Mg(OH)Cl	Carbón	320-550	7.2% - 18%	Tabla 14
11	CaSiO ₃ -Mg(OH)Cl	Gas Nat.	600	7.2% - 18%	Tabla 14
12	CaSiO ₃ -MgO	Carbón	550	7.2% - 18%	Tabla 15
13	CaSiO ₃ -MgO	Gas Nat.	600	7.2% - 18%	Tabla 15
14	MgSiO ₃ -Mg(OH)Cl	Carbón	320-550	7.2% - 18%	Tabla 16
15	MgSiO ₃ -Mg(OH)Cl	Gas Nat.	600	7.2% - 18%	Tabla 16
16	MgSiO ₃ -MgO	Carbón	550	7.2% - 18%	Tabla 17
17	MgSiO ₃ -MgO	Gas Nat.	600	7.2% - 18%	Tabla 17
18	Dióxido-Mg(OH)Cl	Carbón	320-550	7.2% - 18%	Tabla 18
19	Dióxido-Mg(OH)Cl	Gas Nat.	600	7.2% - 18%	Tabla 18
20	Dióxido-MgO	Carbón	550	7.2% - 18%	Tabla 19
21	Dióxido-MgO	Gas Nat.	600	7.2% - 18%	Tabla 19

1 - El rango de temperatura de 320-550 °C incluye modelos que corren a 320, 360, 400, 440 y 550 °C respectivamente.

2 - El porcentaje de CO₂ de gases de combustión 7.2% - 18% incluye modelos que corren a 7.2%, 10%, 14% y 18% respectivamente.

Proceso de Silicato de Calcio:

Los procesos de descomposición de CaSiO₃-MgO y CaSiO₃-Mg(OH)Cl se dividen adicionalmente en dos etapas, el primer paso

consiste de una reacción de deshidratación donde el $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ se convierte a $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} + 4 \text{H}_2\text{O}$ y el segundo paso en el que el $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ se convierte a $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl} + \text{HCl} + \text{H}_2\text{O}$ si se desea o se requiere descomposición parcial y $\text{MgO} + 2\text{HCl} + \text{H}_2\text{O}$ si se desea o se requiere en total. La Figura 15 describe un esquema de este proceso.

Proceso de Silicato de Magnesio:

Los procesos de $\text{MgSiO}_3\text{-MgO}$ y $\text{MgSiO}_3\text{-Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ consisten en un paso de descomposición de una cámara en el que el HCl de la cámara de descomposición reacciona con MgSiO_3 en el reactor de fundición de roca y el calor consiguiente de la reacción deja el MgSiO_3 en el reactor de fundición de roca y el calor consiguiente de la reacción deja el MgCl_2 en la forma de dihidrato $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ como si dejara la cámara de fundición en aproximación con el reactor de descomposición donde éste se convierte ya sea a MgO o $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ como se describió anteriormente. Se puede preferir este proceso si los silicatos de calcio no están disponibles. El HCl emitido de la descomposición reacciona con MgSiO_3 para formar más MgCl_2 . El proceso de silicato de magnesio sigue una trayectoria diferente que la del calcio. El proceso inicia de la "reacción de fundición de roca $\text{HCl} + \text{silicato}$ ", y luego se

mueve a la "reacción de descomposición ($\text{MgCl}_2 + \text{calor}$)" y por último a la columna de absorción. En el proceso de silicato de calcio, todos los compuestos de magnesio rotan entre la reacción de descomposición y la reacción de absorción. La

5 Figura 16 describe el esquema para este proceso.

Proceso Mixto de Silicato de Magnesio y Calcio "Diópsido":

Los procesos intermedios Diópsido-MgO y Diópsido-Mg(OH)Cl también involucran una descomposición de dos etapas que

10 consiste de la reacción de deshidratación $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} + \Delta \rightarrow \text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} + 4 \text{H}_2\text{O}$ seguida por la reacción de descomposición $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} + \Delta \rightarrow \text{MgO} + 2\text{HCl} + \text{H}_2\text{O}$ (descomposición completa) o $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} + \Delta \rightarrow \text{Mg(OH)Cl} + \text{HCl} + \text{H}_2\text{O}$ descomposición parcial. La Figura 17 describe un esquema de este proceso.

15 El HCl consiguiente de la descomposición reacciona entonces con el Diópsido $\text{CaMg}(\text{SiO}_3)_2$ en una "reacción de fundición de roca" de dos pasos. La primera reacción crea CaCl_2 a través de la reacción $2\text{HCl} + \text{CaMg}(\text{SiO}_3)_2 \rightarrow \text{CaCl}_2(\text{aq}) + \text{MgSiO}_3\downarrow + \text{SiO}_2\downarrow + \text{H}_2\text{O}$. Los sólidos de la reacción previa se

20 hacen reaccionar después con HCl una segunda vez para producir MgCl_2 a través de la reacción $\text{MgSiO}_3 + 2\text{HCl} \rightarrow \text{MgCl}_2 + \text{SiO}_2\downarrow + \text{H}_2\text{O}$. El CaCl_2 del primer fusor de roca se transporta a la columna de absorción y el MgCl_2 del segundo fusor de roca

000163

se transporta al reactor de descomposición para hacer $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ o MgO .

Base de la reacción:

5 Todos estos ejemplos asumen absorción del 50% de CO_2 de gases de combustión de referencia de una planta encendida con carbón conocida de interés. Esto se hizo para habilitar una comparación entre cada ejemplo. El la tasa de flujo (caudal) de la emisión de los gases de combustión de esta planta es de
10 136,903,680 toneladas por año y el contenido de CO_2 de este gas es del 10% en peso. Esta cantidad de CO_2 es la base para los ejemplos 10 al 21 que es:

Cantidad de CO_2 presente en los gases de combustión por año:

15 136,903,680 toneladas por año * 10% = 13,690,368 toneladas por año

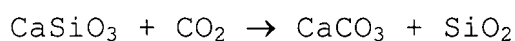
Cantidad de CO_2 absorbido por año.

13,690,368 toneladas por año * 50% = 6,845,184 toneladas por año de CO_2 .

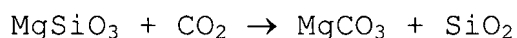
20 Debido a que la cantidad de CO_2 absorbido es constante, el consumo de reactivos y generación de productos también es constante dependiendo de la estequiometría de la reacción y el peso molecular de cada compuesto.

000164

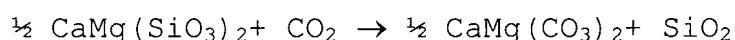
Para todos los ejemplos tanto de los procesos de $\text{CaSiO}_3\text{-MgO}$ como de $\text{CaSiO}_3\text{-Mg(OH)Cl}$ (ejemplos 10-13) la reacción total es:



5 Para todos los ejemplos tanto de los procesos de $\text{MgSiO}_3\text{-MgO}$ como de $\text{MgSiO}_3\text{-Mg(OH)Cl}$ (ejemplos 14-17) la reacción total es:



10 Para todos los ejemplos tanto de los procesos de Dióxido-MgO como de Dióxido-Mg(OH)Cl (ejemplos 18-21) la reacción total es:



El modelo de Aspen introduce las entradas requeridas para el proceso y calcula los gases de combustión requeridos para proporcionar el calor necesario para la reacción de descomposición para producir los compuestos de absorción de dióxido de carbono MgO , Mg(OH)_2 o Mg(OH)Cl . Estos gases de combustión pueden ser de una planta de gas natural o de carbón y en el caso de que el carbón se pruebe en un rango de temperaturas de 320 °C a 550 °C. Estos gases de combustión no se deben confundir con los gases de combustión de referencia que fueron utilizados como un estándar para proporcionar una cantidad específica de remoción de CO_2 para cada ejemplo. Un proceso con gases de combustión de mayor temperatura

000165

requeriría típicamente una menor cantidad de gases de combustión para capturar la misma cantidad en de dióxido de carbono de la base. También, unos gases de combustión con una mayor concentración de dióxido de carbono resultarían típicamente en mayor cantidad de gases de combustión necesarios para capturar el dióxido de carbono debido a que hay mayor cantidad de dióxido de carbono que la que se necesita para ser capturado.

El consumo de reactivos y la generación de productos se pueden determinar a partir de la base de CO₂ capturado y los pesos moleculares de cada entrada y cada salida por cada ejemplo.

Tabla 10. Masas Moleculares de Entradas y Salidas (todas las modalidades).

Compuesto	Peso Molecular
CaSiO ₃	116.16
MgSiO ₃	99.69
Dióxido*	215.85
CaCO ₃	100.09
MgCO ₃	84.31
Dolomita*	184.40
SiO ₂	60.08
CO ₂	44.01

* El número de moles se debe dividir entre 2 para medir absorción de CO₂ comparable con los otros procesos.

Para los Ejemplos 10-13:

El consumo de CaSiO₃ es:

000166

6,845,184 toneladas por año * (116.16 / 44.01) =
18,066,577 toneladas por año.

La producción de CaCO₃ es:

6,845,184 toneladas por año * (100.09 / 44.01) =
5 15,559,282 toneladas por año.

La producción de SiO₂ es:

6,845,184 toneladas por año * (60.08 / 44.01) =
9,344,884 toneladas por año.

El mismo tipo de cálculos se pueden hacer para los
10 ejemplos restantes. Esta siguiente tabla contiene las
entradas y salidas para los ejemplos 10 al 21. Bases:
6,845,184 toneladas de CO₂ absorbidas por año.

Tabla 11. Flujo de Masas de Entradas y Salidas para Ejemplos
10-21.

15

Todas las mediciones están en toneladas por año (TPY)			
	Ejemplos		
	10-13	14-17	18-21
CO ₂ absorbido	6,845,184	6,845,184	6,845,184
ENTRADAS			
Gases de Comb. Para Captura de CO ₂	136,903,680	136,903,680	136,903,680
10% CO ₂	13,690,368	13,690,368	13,690,368
CaSiO ₃	18,066,577		
MgSiO ₃		15,613,410	
Dióxido			16,839,993
SALIDAS			
SiO ₂	9,344,884	9,344,884	9,344,884
CaCO ₃	15,559,282		
MgCO ₃		13,111,817	
Dolomita			14,319,845

Al ejecutar los modelos Aspen se generaron los siguientes resultados para la carga térmica para cada paso de la reacción de descomposición deshidratación y descomposición. Los resultados para cada ejemplo se resumen en la tabla a continuación.

Tabla 12. Energía (Tasa de Energía por cada proceso en la base particular de absorción de CO₂).

5	BALANCE DE CALOR						
	Proceso	CaSiO ₃ -Mg(OH)Cl	CaSiO ₃ -MgO	MgSiO ₃ -Mg(OH)Cl	MgSiO ₃ -MgO	Dióp.-Mg(OH)Cl	Dióp.-MgO
	Ejemplos	10,11	12,13	14,15	16,17	18,19	20,21
	Cámara de Deshidratación (MW)	2670	1087	n/a	n/a	2614	1306
	HEX A DI(210 °C)						
	Fuente	HCl reaccionando con silicato					
10	Cámara de Descomposición (MW)	1033	1297	1226	1264	1231	1374
	Temp. de Descomposición °C	210	450	210	450	210	450
	Fuente	Gases de Combustión					
	Calor total utilizado para D&D* (MW)	3703	2384	1226	1264	3854	2680

*D&D es igual a deshidratación y descomposición

Tabla 13. Porcentaje de CO₂ capturado como una función de la temperatura de los gases de combustión y la concentración de CO₂. Ejemplos 10 a 13.

Proceso	CaSiO ₃ -Mg(OH)Cl					CaSiO ₃ - MgO	CaSiO ₃ - Mg(OH)Cl	CaSiO ₃ - MgO
Gases de Comb. Fuente/Temp.	Carbón 320 °C	Carbón 360 °C	Carbón 400 °C	Carbón 440 °C	Carbón 550 °C	Carbón 550 °C	Gas Nat. 600 °C	Gas Nat. 600 °C
Ejemplo #	10	10	10	10	10	12	11	13
% CO ₂								
7%	33%	45%	57%	70%	105%	83%	121%	96%
10%	24%	32%	41%	50%	75%	60%	87%	69%
14%	17%	23%	29%	36%	54%	43%	62%	50%
18%	13%	18%	23%	28%	42%	33%	48%	39%

Un valor superior al 100% significa que el exceso de calor está disponible para producir más Mg(OH)Cl o MgO. La Figura 24 ilustra el porcentaje de CO₂ capturado para gases de combustión de concentraciones variables de CO₂, temperaturas variables, ya sea que los gases de combustión hayan sido originados de carbón o gas natural, y también si el proceso se basó en descomposición completa o parcial para los ejemplos 10 al 13 de los procesos de CaSiO₃-Mg(OH)Cl y CaSiO₃-MgO.

000169

Tabla 14. Porcentaje de CO₂ capturado como una función de la temperatura de los gases de combustión y la concentraei3n de CO₂. Ejemplos 14 a 17.

Proceso	MgSiO ₃ -Mg(OH)Cl					MgSiO ₃ - MgO	MgSiO ₃ - Mg(OH)Cl	MgSiO ₃ - MgO
	Carb3n 320 3C	Carb3n 360 3C	Carb3n 400 3C	Carb3n 440 3C	Carb3n 550 3C	Carb3n 550 3C	GasN 600 3C	GasN 600 3C
Ejemplo #	14	14	14	14	14	16	15	17
% CO ₂								
7%	24%	34%	45%	55%	84%	86%	93%	96%
10%	17%	25%	32%	40%	61%	62%	67%	69%
14%	12%	18%	23%	28%	43%	44%	48%	49%
18%	10%	14%	18%	22%	34%	34%	37%	38%

La Figura 25 ilustra el porcentaje de CO₂ capturado para gases de combusti3n de concentraciones variables de CO₂, temperaturas variables, ya sea que los gases de combusti3n hayan sido originados de carb3n o gas natural, y tambi3n si el proceso se bas3 en descomposici3n completa o parcial para los ejemplos 14 al 17 de los procesos de MgSiO₃-Mg(OH)Cl y MgSiO₃-MgO.

000170

Tabla 15. Porcentaje de CO₂ capturado como una función de la temperatura de los gases de combustión y la concentración de CO₂. Ejemplos 18 a 21.

Proceso	Diópsido-Mg (OH)Cl					Dióp - MgO	Dióp - Mg (OH)Cl	Dióp - MgO
Gases de Comb. Fuente/Temp.	Carbón 320 °C	Carbón 360 °C	Carbón 400 °C	Carbón 440 °C	Carbón 550 °C	Carbón 550 °C	GasN 600 °C	GasN 600 °C
Ejemplo #	18	18	18	18	18	20	19	21
% CO ₂								
7%	28%	38%	48%	59%	88%	79%	101%	91%
10%	20%	27%	35%	42%	63%	57%	73%	65%
14%	14%	19%	25%	30%	45%	40%	52%	47%
18%	11%	15%	19%	23%	35%	31%	41%	36%

* Nota Dióp es igual a Diópsido

La Figura 26 ilustra el porcentaje de CO₂ capturado para gases de combustión de concentraciones variables de CO₂, temperaturas variables, ya sea que los gases de combustión hayan sido originados de carbón o gas natural, y también si el proceso se basó en descomposición completa o parcial para los ejemplos 18 al 21 de los procesos Diópsido - Mg(OH)Cl y Diópsido - MgO.

000171

Tabla 16a. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 10 y 11.

Nombres del Flujo de Proceso →		1	2	CaCl ₂	CaCl ₂ -Si	CaCO ₃	CaSiO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl	HCl Vapor
PH											
Temperatura °C		112.6	95	149.9	150	95	25	100	25	200	250
5	Presión kPa	101.3	103.4	689.5	101.3	101.4	101.3	108.8	101.4	101.3	101.3
	Masa VFrac	0	0.793	0	0	0	0	1	0	1	1
	Masa SFrac	1	0.207	0	0.163	1	1	0	0	0	0
Flujo de Masa t/año		5.73E+07	3.96E+07	4.36E+07	5.21E+07	1.41E+07	164E+07	6.21E+07	1.80E+07	3.57E+07	3.57E+07
Flujo de Volumen l/min		42455.6	83270000.0	64463.8	70565.8	9904.0	8046.9	11771350.0	1900767.0	12490500.0	13815250.0
10	Entalpía MW	-22099.5	-3288.21	-17541.7	-21585.353	-5368.73	7309.817	2926.806	9056.765	-11331.898	11240.08
	Densidad kg/m³	2568.82	0.95	1286.33	1403.48	2709.81	3871.95	1.01	18.02	0.54	0.50
	H ₂ O	0	1.80E+07	2.79E+07	2.79E+07	0	0	3.10E+06	1.80E+07	2.54E+07	2.54E+07
HCl		0	0	0.004	0.004	0	0	0	0	1.03E+07	1.03E+07
CO ₂		0	0	0	0	0	0	6.21E+06	0	0	0
O ₂		0	0	0	0	0	0	6.21E+06	0	0	0
N ₂		0	0	0	0	0	0	4.65E+07	0	0	0
CaCO ₃		0	0	0	0	1.41E+07	0	0	0	0	0
MgCl ₂		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W		5.73E+07	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH)Cl		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂		0	8.22E+06	0	0	0	0	0	0	0	0

5

Nombres del Flujo de Proceso →	1	2	CaCl ₂	CaCl ₂ -Si	CaCO ₃	CaSiO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl	HCl Vapor
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg ²⁺	0	3.43E+06	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca ²⁺	0	0	5.65E+06	5.65E+06	0	0	0	0	0	0
Cl ⁻	0	1.00E+07	1.00E+07	1.00E+07	0	0	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaSiO ₃	0	0	0	.007	0	1.64E+07	0	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	8.47E+06	0	0	0	0	0	0

172

10

15

000173

Tabla 16b. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos I0 y II.

	Nombres del Flujo de Proceso →							
	MgCl ₂ -2W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
5	PH		9.453			9.453		
	Temperatura C	215	80	95	95	149.9	95	250
	Presión kPa	101.3	101.3	101.4	101.4	689.5	101.4	101.3
	Masa VFrac	.502	0	0	1	0	0	.165
	Masa SFrac	.498	1	0	0	1	.152	.207
10	Flujo de Masa t/año	5.73E+07	5.73E+07	7.84E+07	5.27E+07	8.47E+06	9.26E+07	2.16E+07
	Flujo de Volumen l/min	114685500.0	42455.6	127893.2	10673700000.0	6085.6	122640.7	14492.5
	Entalpía MW	-1877.989	-22191.287	-32705.27	120.09	0	-38074.2	-7057.97
	Densidad kg/m ³	0.95	2568.82	1166.85	0.95	2648.21	1435.66	2841.48
	H ₂ O	2.54E+07	0	5.16E+07	0	0	5.16E+07	0
15	HCl	3.40E+06	0	0	0	0	0	0
	CO ₂	0	0	0.074	25.781	0	0.074	0
	O ₂	0	0	2510.379	6.20E+06	0	2510.379	0
	N ₂	0	0	8109.244	4.65E+07	0	8109.245	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	0	1.41E+07	0
000174	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	2.14E+07	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	5.73E+07	0	0	0	0	0
	Mg(OH)Cl	7.15E+06	0	0	0	0	2.16E+07	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	8.22E+06
	MgO	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	3324.433	0	0	3324.433	0
	SO ₂	0	0	0	0	0	0	0
173	NO ₂	0	0	0	0	0	0	0

Nombres del Flujo de Proceso →	MgCl ₂ -2W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
NO	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg ²⁺	0	0	6.85E+06	0	0	6.85E+06	0	3.43E+06
Ca ²⁺	0	0	1644.031	0	0	1644.031	0	0
Cl ⁻	0	0	2.00E+07	0	0	2.00E+07	0	1.00E+07
CO ₃	0	0	61.424	0	0	61.424	0	0
HCO ₃	0	0	27.297	0	0	27.297	0	0
OH ⁻	0	0	690.278	0	0	690.278	0	0
CaSiO ₃	0	0	0	0	0.007	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	0	8.47E+06	0	0	0

174

000175

5

10

Nombres del Flujo de Proceso →	1	2	CaCl ₂	CaCl ₂ -Si	CaCO ₃	CaSiO ₃	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl	HCl Vapor
Mg(OH) ₂	0	8.22E+06	0	0	0	0	0	0	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg ²⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca ²⁺	0	0	5.65E+06	5.65E+06	0	0	0	0	0	0
Cl ⁻	0	0	1.00E+07	1.00E+07	0	0	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaSiO ₃	0	0	0	0.023	1.64E+07	0	0	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	8.47E+06	0	0	0	0	0	0

176

15

000177

Tabla 17b. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 12 y 13.

	Nombres del Flujo de Proceso →	MgCl ₂ -2W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
5	PH			9.304			9.304		
	Temperatura °C	215	80	95	95	149.8	95	450	115
	Presión kPa	101.3	101.3	101.4	101.4	689.5	101.4	101.3	101.3
	Masa VFrac	0.502	0	0	1	0	0	0	0
	Masa SFrac	0.498	1	0	0	1	0.221	1	1
10	Flujo de Masa t/año	2.87E+07	2.87E+07	4.98E+07	5.27E+07	8.47E+06	6.39E+07	5.68E+06	2.37E+07
	Flujo de Volumen l/min	57153500.0	21227.8	95875.2	106737000.0	6085.6	87012.6	3017.1	38685.9
	Entalpía MW	-9388.949	-11095.644	-21589.89	120.08	0	-26959.3	-2603.98	-11955.9
	Densidad kg/m³	0.95	2568.82	987.70	0.95	2648.21	1396.75	3583.15	1164.57
	H ₂ O	127E+07	0	3.63E+07	0	0	3.63E+07	0	1.55E+07
	HCl	1.70E+07	0	0	0	0	0	0	0
	CO ₂	0	0	0.145	79.255	0	0.145	0	0
	O ₂	0	0	1919.222	6.20E+06	0	1919.222	0	0
	N ₂	0	0	6199.3	4.65E+07	0	6199.301	0	0
	CaCO ₃	0	0	0	0	0	1.41E+07	0	0
15	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	1.07E+07	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	2.87E+07	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH)Cl	3.58E+06	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	8.22E+06
	MgO	0	0	0	0	0	0	5.68E+06	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	2208.676	0	0	2208.676	0	0
	SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
800178	NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0

Nombres del Flujo de Proceso →	MgCl ₂ -2W	MgCl ₂ -6W	RECICLADO1	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
NO	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg ²⁺	0	0	3.43E+06	0	0	3.43E+06	0	0
Ca ²⁺	0	0	1225.309	0	0	1225.309	0	0
Cl ⁻	0	0	1.00E+07	0	0	1.00E+07	0	0
CO ₃ ²⁻	0	0	110.963	0	0	110.963	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	63.12	0	0	63.12	0	0
OH ⁻	0	0	519.231	0	0	519.231	0	0
CaSiO ₃	0	0	0	0	0.023	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	0	8.47E+06	0	0	0

000179

Tabla 18a. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 14 y 15.

Nombres del Flujo de Proceso →		GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O	HCl Vapor	MgCl ₂ --2	MgCl ₂ -2w	MgCl ₂ -Si
PH								
Temperatura °C		100	25	26	250	200.7	200	200
Presión kPa		108.8	6.9	101.3	101.3	103.4	101.3	101.3
Masa VFrac		1	0	0.798	1	0.238	0	0.169
Masa SFrac		0	0	0.186	0	0	1	0.289
Flujo de Masa t/año		1.37E+08	1.00E+07	1.58E+08	1.69E+07	2.31E+07	4.08E+07	3.26E+07
Flujo de Volumen l/min		2354648500.0	17296.0	185843500.0	46177000.0	19757700.0	14492.5	20174050.0
Entalpía MW		-5853.92	-4563.814	-13984.7	-2861.732	0	-11194.13	-10932.15
Dehsidad kg/m³		1.01	997.10	1.46	0.64	2.02	4857.94	2.79
H ₂ O		6.85E+06	1.00e+07	5.19E+06	5.60E+06	8.37E+06	0	8.37E+06
HCl		0	0	0	1.13E+07	126399.9	0	126399.87
CO ₂		1.37E+07	0	6.85E+06	0	0	0	0
O ₂		1.37E+07	0	1.37E+07	0	0	0	0
N ₂		1.03E+08	0	1.03E+08	0	0	0	0
MgCO ₃		0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂		0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *W		0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *2W		0	0	0	0	0	4.08E+07	0
MgCl ₂ *4W		0	0	1.09E+07	0	0	0	0
MgCl ₂ *6W		0	0	1.83E+07	0	0	0	0
Mg(OH)Cl		0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂		0	0	0	0	0	0	0
MgO		0	0	0	0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺		0	0	0.001	0	0	0	0
SO ₂		0	0	0	0	0	0	0
NO ₂		0	0	0	0	0	0	0
NO		0	0	0	0	0	0	0

5

10

15

001000

179

Nombres del Flujo de Proceso →	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O	HCl Vapor	MgCl ₂ --2	MgCl ₂ -2w	MgCl ₂ -Si
Mg ²⁺	0	0	0	0	3.74E+06	0	3.74E+06
Cl ⁻	0	0	0	0	1.09E+07	0	1.09E+07
CO ₃ ²⁻	0	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	0	0	0	0	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	0	0	0	9.24E+06
MgSiO ₃	0	0	0	0	0	0	174011.19

180

10

15

191

Tabla 18b. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 14 y 15.

Nombres del Flujo de Proceso →		MgCO ₃	MgSiO ₃	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
PH						.0864		6.24
Temperatura °C		26	25		200.7	60	250	95
Presión kPa		101.3	101.3	0.0	103.4	304.0	101.3	304.0
Masa VFrac		0	0		0	0	0	0
Masa SFrac		1	1		1	0.248	1	0.268
Flujo de Masa t/año		1.31E+07	1.56E+07	0	9.41E+06	1.71E+08	2.39E+07	3.39E+07
Flujo de Volumen l/min		7515.3	8046.9		6107.5	676407.9	14492.5	30343.9
Entalpía MW		0	-6925.208	0	0	-18961.843	-7057.974	-12123.17
Densidad kg/m ³		3009.21	3346.19		2658.46	435.43	2841.48	1925.46
H ₂ O		0	0		0	5.19E+06	0	1.00E+07
HCl		0	0		0	0	0	0
CO ₂		0	0		0	6.85E+06	0	0
O ₂		0	0		0	1.37E+07	0	0
N ₂		0	0		0	1.03E+08	0	0
MgCO ₃		1.31E+07	0		0	1.31E+07	0	0
MgCl ₂		0	0		0	0	0	0
MgCl ₂ *W		0	0		0	0	0	0
MgCl ₂ *2W		0	0		0	0	0	0
MgCl ₂ *4W		0	0		0	1.09E+07	0	0
MgCl ₂ *6W		0	0		0	1.83E+07	0	0
Mg (OH)Cl		0	0		0	0	2.39E+07	0
Mg (OH) ₂		0	0		0	0	0	9.07E+06
MgO		0	0		0	0	0	0
MgHCO ₃ ⁺		0	0		0	0.001	0	0
SO ₂		0	0		0	0	0	0
NO ₂		0	0		0	0	0	0
NO		0	0		0	0	0	0

181

287
000181
15

Nombres del Flujo de Proceso →	MgCO ₃	MgSiO ₃	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
Mg ²⁺	0	0		0	0	0	3.78E+06
Cl ⁻	0	0		0	0	0	1.10E+07
CO ₃ ²⁻	0	0		0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0		0	0	0	0
OH ⁻	0	0		0	0	0	0.029
SiO ₂	0	0		9.24E+06	0	0	0
MgSiO ₃	0	1.56E+07		174011.19	0	0	0

182

10

15

000182
/ 13

Tabla 19a. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 16 y 17.

	Nombres del Flujo de Proceso →	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O	HCl Vapor	MgCl ₂ --2	MgCl ₂ -2w	MgCl ₂ -Si
	PH			6.583				
	Temperatura °C	100	25	59.6	450	200	200	200
	Presión kPa	108.8	6.9	101.3	101.3	103.4	101.3	101.3
	Masa VFrac	1	0	0.004	1	0	0	0
5	Masa SFrac	0	0	0	0	1	1	1
	Flujo de Masa t/año	1.37E+08	1.00E+07	1.70E+07	1.41E+07	2.04E+07	2.04E+07	2.98e+07
	Flujo de Volumen l/min	235048500.0	17296.0	153091.4	47691000.0	7246.3	7246.3	13331.9
	Entalpía MW	-5853.92	-4563.814	-7633.28	-1728.6	0	-5597.066	-9628.072
	Densidad kg/m ³	1.01	997.10	191.25	0.51	4857.94	4857.94	3849.25
	H ₂ O	685.E+06	1.00E+07	1.68E+07	2.80E+06	0	0	0
	HCl	0	0	0	1.13E+07	0	0	0
	CO ₂	1.37E+07	0	56280.04	0	0	0	0
	O ₂	1.37E+07	0	18848.97	0	0	0	0
10	N ₂	1.03E+08	0	56346.51	0	0	0	0
	MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	2.04E+07	2.04E+07	2.04E+07
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	0	0
	Mg (OH) Cl	0	0	0	0	0	0	0
	Mg (OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0
15	MgHCO ₃ ⁺	0	0	77.467	0	0	0	0
	SO ₂	0	0	0	0	0	0	0
	NO ₂	0	0	0	0	0	0	0
	NO	0	0	0	0	0	0	0

183

44 / 000483

Nombres del Flujo de Proceso →	GASES DE COMB.	H ₂ O	H ₂ O	HCl Vapor	MgCl ₂ --2	MgCl ₂ -2w	MgCl ₂ -Si
Mg ²⁺	0	0	744.857	0	0	0	0
Cl ⁻	0	0	0	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	0	0	1.19	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	3259.779	0	0	0	0
OH ⁻	0	0	0.109	0	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	0	0	0	9.34E+06
MgSiO ₃	0	0	0	0	0	0	0

184

10

15

184
000184

Tabla 19b.-- Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 16 y 17.

Nombres del Flujo de Proceso →		MgCO ₃	MgSiO ₃	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
PH						6.583		8.537
Temperatura °C		59.6	25	60	200	60	450	95
Presión kPa		101.3	101.3	304.0	103.4	304.0	101.3	304.0
Masa VFrac		0	0	1	0	0	0	0
5	Masa SFrac	1	1	0	1	0.436	1	0.558
	Flujo de Masa t/año	1.31E+07	1.56E+07	1.23E+08	9.34E+06	3.01E+07	6.27E+06	1.63E+07
	Flujo de Volumen l/min	7508.2	8046.9	66616000.0	6085.6	37643.1	3017.1	19513.8
	Entalpia MW	0	-6925.208	-1613.054	0	-12593.788	-2603.979	-7331.893
	Densidad kg/m ³	3009.21	3346.19	3.19	2648.21	1378.04	3583.15	1437.78
10	H ₂ O	0	0	0	0	1.68E+07	0	7.20E+06
	HCl	0	0	0	0	0	0	0
	CO ₂	0	0	6.78E+06	0	56280.036	0	0
	O ₂	0	0	1.37E+07	0	18848.966	0	0
	N ₂	0	0	1.03E+08	0	56346.51	0	0
	MgCO ₃	1.31E+07	0	0	0	1.31E+07	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0
15	MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	9.07E+06
	MgO	0	0	0	0	0	6.27E+06	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	343.415	0	77.467	0	0
	SO ₂	0	0	0	0	0	0	0
	NO ₂	0	0	0	0	0	0	0
	NO	0	0	0	0	0	0	0

Nombres del Flujo de Proceso →	MgCO ₃	MgSiO ₃	RX2-VENT	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2
Mg ²⁺	0	0	2722.849	0	744.857	0	14.282
Cl ⁻	0	0	0	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	0	0	4.344	0	1.19	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	14439.982	0	3259.779	0	0
OH ⁻	0	0	0.481	0	0.109	0	19.989
SiO ₂	0	0	0	9.34E+06	0	0	0
MgSiO ₃	0	1.56E+07	0	0	0	0	0

186

10

15

29 / 000186

Tabla 20a. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 18 y 19.

Nombres del Flujo de Proceso →		5	CaCl ₂ -2W	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl	HCl-VENT	HClVAP2	HCl Vapor	HClVENT 2	FUND1	FUND2	FUND3
PH													
Temperatura °C		200	160	100	25	250	100	349.1	349.1	160	160	160	100
Presión kPa		101.3	101.3	108.8	6.9	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
5	Masa VFrac	0.378	0.473	1	0	1	1	1	1	1	0.311	0	0
	Masa SFrac	0.622	0	0	0	0	0	0	0	0	0.342	1	0.291
Flujo de Masa t/año		6.32E+07	2.40E+07	1.37E+08	1.00E+07	3.94E+07	0.001	197E+07	1.97E+07	26.688	3.65E+07	1.25E+07	3.22E+07
Flujo de Volumen l/min		86676500.0	38607000.0	235048500.0	17296.0	137774000.0	0.0038	68887000.0	68887000.0	44.8	38607000.0	7066.3	36474.3
Entalpía MW		19530.7	8042.026	5853.92	4563.814	11241.7	0	5620.856	5620.856	-0.002	13498.19	5456.154	12759.563
10	Densidad kg/m³	1.27	1.07	1.01	997.10	0.50	1.20	0.50	0.50	1.03	1.63	3046.03	1520.64
	H ₂ O	2.29E+07	1.54E+07	6.85E+06	1.00E+07	2.08E+07	0	1.40E+07	1.40E+07	0	1.54E+07	0	1.54E+07
	HCl	983310.7	0	0	0	1.13E+07	0.001	5.67E+06	5.67E+06	26.688	26.688	0	0.001
	CO ₂	0	0	1.37E+07	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O ₂	0	0	1.37E+07	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	N ₂	0	0	1.03E+08	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	3.73E+07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂ *4W		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

187

13/000487

	Nombres del Flujo de Proceso →	5	CaCl ₂ -2W	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl	HCl-VENT	HClVAP2	HCl Vapor	HClVENT 2	FUND1	FUND2	FUND3
5	MgCl ₂ *6W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Mg (OH) Cl	2.07E+06	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Mg (OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Mg ²⁺	0	2494.617	0	0	0	0	0	0	0	2494.617	0	1.89E+06
	Ca ²⁺	0	3.11E+06	0	0	0	0	0	0	0	3.11E+06	0	4128.267
10	Cl ⁻	0	5.51E+06	0	0	0	0	0	0	0	5.51E+06	0	5.51E+06
	CO ₃ ²⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	HCO ₃ ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	OH ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CaSiO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	11965.659	11965.659	0
	SiO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4.67E+06	4.67E+06	9.34E+06
	MgSiO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.80E+06	7.80E+06	36.743
	DIÓPSIDO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	DOLOMITA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15													

188

58 / 000188

Tabla 20b. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 18 y 19.

	Nombres del Flujo de Proceso →	MgCaSiO ₃	MgCl ₂ -H	MgCl ₂ -H	RECICLADO	RECICLADO	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VENT
5	PH							5.163			6.252	
	Temperatura °C	25	100	100	95	95	100	95	95	250	95	95
	Presión kPa	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
	Masa VFrac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
	Masa SFrac	1	0	1	0.828	1	1	0.317	1	1	0.268	0
10	Flujo de Masa t/año	168E+07	2.28E+07	4.74E+07	5.73E+07	1.58E+07	9.34E+06	1.95E+08	1.43E+07	2.39E+07	3.39E+07	1.23E+08
	Flujo de Volumen l/min	4023.5	30388.7	31841.7	49491.0	10613.9	6085.6252	702579.3	8617.6	14492.5	30345.6	221422500.0
	Entalpia MW	7167.458	0	-16601.2	-21023.6	-5537.26	0	-27714.4	0	-7057.97	-12113.4	-1510.76
	Densidad kg/m ³	7218.14	1294.83	2568.82	1995.92	2568.82	2648.21	478.22	2865.96	2841.48	1925.36	0.96
	H ₂ O	0	1.54E+07	0	9.84E+07	0	0	9.84E+06	0	0	1.00E+07	0
15	HCl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	CO ₂	0	0	0	0	0	0	6.85E+06	0	0	0	6.85E+06
	O ₂	0	0	0	0	0	0	1.37E+07	0	0	0	1.37E+07
	N ₂	0	0	0	0	0	0	1.03E+08	0	0	0	1.03E+08
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	0	4.74E+07	4.74E+07	1.58E+07	0	4.74E+07	0	0	0	0
	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	2.39E+07	0	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	12011.06	0	0	12011.06	0	0	9.07E+06	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

189

03/684000

5

Nombres del Flujo de Proceso →	MgCaSiO ₃	MgCl ₂ --H	MgCl ₂ -H	RECICLADO	RECICLADO	-SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VENT
MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	11.135	0	0	11.135	0	0	0	0
SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg ²⁺	0	1.89E+06	0	0	0	0	0	0	0	3.78E+06	0
Ca ²⁺	0	4128.267	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ⁻	0	5.51E+06	0	4.627	0	0	4.627	0	0	1.10E+07	0
CO ₃ ²⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.03	0
CaSiO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	0	0	9.34E+06	0	0	0	0	0
MgSiO ₃	0	0	0	0	0	36.743	0	0	0	0	0
DIÓPSIDO	1.68E+07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DOLOMITA	0	0	0	0	0	0	1.43E+07	1.43E+07	0	0	0

190

10

15

191

000190

Nombres del Flujo de Proceso →	5	CaCl ₂ - 2W	GASES DE COMB.	H ₂ O	HCl	HCl- VENT	HClVAP2	HCl Vapor	HClVENT2	FUND1	FUND2	FUND3
NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg ²⁺	0	2494.624	0	0	0	0	0	0	0	2494.624	0	1.89E+06
Ca ²⁺	0	3.11E+06	0	0	0	0	0	0	0	3.11E+06	0	4119.258
Cl ⁻	0	5.51E+06	0	0	0	0	0	0	0	5.51E+06	0	5.51E+06
CO ₃ ²⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OH ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaSiO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	11939.547	11939.547	0
SiO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4.67E+06	4.67E+06	9.34E+06
MgSiO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.80E+06	7.80E+06	14.153
DIÓPSIDO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DOLOMITA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

192

10

15

56/000192

Tabla 21b. Contabilización de Masa y Energía para la Simulación de los Ejemplos 20 y 21.

	Nombres del Flujo de Proceso →	MgCaSiO ₃	MgCl ₂ -H	MgCl ₂ -H	RECICLADO	RECICLADO	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS	SÓLIDOS- 1	SÓLIDOS- 2	VENT
	PH				-0.879			5.271			8.545	
	Temperatura °C	25	100	100	95	95	100	95	95	450	95	95
	Presión kPa	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
	Masa VFrac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
5	Masa SFrac	1	0	1	0	0.484	1	1	0.177	1	1	0.558
	Flujo de Masa t/año	1.68E+07	1.58E+07	1.58E+07	3.27E+07	1.58E+07	9.34E+06	1.70E+08	1.43E+07	6.27E+06	1.63E+07	1.23E+08
	Flujo de Volumen l/min	4023.5	17920.5	10613.9	40827.2	10613.9	6085.6214	693913.5	8617.6	3017.1	19515.1	221422500.0
	Entalpía MW	7167.458	0	-5533.74	-13087	-5537.26	0	-19788.2	0	-2603.98	-7331.92	-1510.64
	Densidad kg/m ³	7218.14	1521.61	2568.82	1380.22	2568.82	2648.21	423.02	2865.96	3583.15	1437.68	0.96
	H ₂ O	0	8.41E+06	0	1.68E+07	0	0	1.68E+07	0	0	7.20E+06	0
	HCl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	CO ₂	0	0	0	0	0	0	6.85E+06	0	0	0	6.85E+06
	O ₂	0	0	0	0	0	0	1.37E+07	0	0	0	1.37E+07
	N ₂	0	0	0	0	0	0	1.03E+08	0	0	0	1.03E+08
	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *2W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *4W	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	MgCl ₂ *6W	0	0	1.58E+07	1.58E+07	1.58E+07	0	1.58E+07	0	0	0	0
	Mg(OH)Cl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Mg(OH) ₂	0	0	0	11678.01	0	0	11678.01	0	0	9.07E+06	0
	MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	6.27E+06	0	0
15	MgHCO ₃ ⁺	0	0	0	908.901	0	0	908.901	0	0	0	0
	SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

103

000193
/44

Nombres del Flujo de Proceso →	MgCaSiO ₃	MgCl ₂ -H	MgCl ₂ -H	RECICLADO	RECICLADO-	SiO ₂	LECHADA	SÓLIDOS	SÓLIDOS-1	SÓLIDOS-2	VENT
NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg ²⁺	0	1.89E+06	0	0	0	0	0	0	0	14.555	0
Ca ²⁺	0	4119.258	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl ⁻	0	5.51E+06	0	377.667	0	0	377.667	0	0	0	0
CO ₃ ²⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCO ₃ ⁻	0	0	0	0.006	0	0	0.006	0	0	0	0
OH ⁻	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaSiO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SiO ₂	0	0	0	0	0	9.34E+06	0	0	0	0	0
MgSiO ₃	0	0	0	0	0	14.153	0	0	0	0	0
DIÓPSIDO	1.68E+07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DOLOMITA	0	0	0	0	0	0	1.43E+07	1.43E+07			

194

10

15

53/000194

Ejemplo 22: Descomposición de otras sales.

La descomposición térmica de otras sales se midió en laboratorio. Un resumen de algunos resultados de prueba se muestran a continuación en la Tabla.

Tabla 22. Descomposición de otras sales.

Sal	Temp. °C	Tiempo (min.)	Resultados
Mg(NO ₃) ₂	400	30	63% descomposición. La reacción es Mg(NO ₃) ₂ → MgO + 2NO ₂ +½ O ₂
Mg(NO ₃) ₂	400	45	64% descomposición.
Mg(NO ₃) ₂	400	90	100% descomposición
Mg(NO ₃) ₂	400	135	100% descomposición
Ca(NO ₃) ₂	400	30	<25% descomposición La reacción es Ca(NO ₃) ₂ → CaO + 2NO ₂ +½ O ₂
Ca(NO ₃) ₂	600	50	61% descomposición
Ca(NO ₃) ₂	600	Durante la noche	100% descomposición
LiCl	450	120	~0% descomposición

Ejemplo 22: Modelos de Descomposición de Dos, Tres y Cuatro Cámaras

La Tabla 23 (ver más adelante) es una comparación de las cuatro configuraciones correspondientes a las Figuras 31-34. Se representa el número y descripción de las cámaras, el calor consumido en MW (megavatios), el porcentaje de calor de esa fuente en particular y la reducción de calor externo requerido en kW-H/t de CO₂ debido al calor disponible de otras reacciones en el proceso, es decir la reacción de ácido hidroclicórico con minerales de silicatos y la condensación de

ácido hidroclicórico. En el ejemplo de la Figura 34, los gases de combustión calientes de la planta de gas natural ciclo abierto también califican.

5 **Ejemplo 23: Mineral de Salida Comparado con Minerales-Carbón de Entrada**

En este caso, el estudio que involucra gases de combustión de una planta de energía basada en carbón, la Tabla 24 ilustra que el volumen de salidas de mineral (caliza y arena) son el 83% del volumen de los minerales de entrada (carbón e inosilicato). Los resultados que se resumen en la Tabla 24 se basan en una planta de carbón de 600 MWe; el total de 4.66 E6 t de CO₂, incluye CO₂ para calor requerido por el proceso.

15 **Ejemplo 24: Mineral de Salida Comparado con Minerales-gas Natural de Entrada**

En este caso, el estudio que se resume en la Tabla 25 (más adelante) involucra gases de combustión de una planta de energía basada en gas natural, el volumen de recuperación de minerales (*rail-back volume*) es del 92% del volumen de entrada (*rail-in volume*) de minerales. Los resultados que se resumen en la Tabla 25 se basan en una planta de gas natural de 600 MWe CC; total de 2.41 E6 t de CO₂ para el calor requerido por el proceso.

. 000197

Tabla 23. Resultados de Descomposición de Dos, Tres y Cuatro Cámaras

		Descripción de la Cámara					
Ejemplo	No. de Cámaras	Precalentar Gases de Comb. Frios	Precalentar de Vapor	Precalentar Reactor de Disolución de Mineral		Descomposición	
				Reacción de Silicato	Recuperación de Calor de HCl		
5	3	Figura 31 Precalentamiento de Gases de Combustión Frios					
		MW de Calor	83.9	No usado	286	563	86.8
		Porcentaje de Calor Total	8.2%	No usado	28.0%	55.2%	8.5%
		Reducción kW-Hr/t	-506.7	No usado	-1727.4	-3400.5	No una Reducción
	4	Figura 32 Precalentamiento de Gases de Combustión Frios y Vapor					
		MW de Calor	83.9	8.7	286	563	82.2
		Porcentaje de Calor Total	8.2%	0.8%	27.9%	55.0%	8.0%
		Reducción kW-Hr/t	-506.7	-52.5	-1727.4	-3400.5	No una Reducción
10	2	Figura 33 Gas Natural Solamente					
		MW de Calor	No usado	No usado	279	586	129.3
		Porcentaje de Calor Total	No usado	No usado	28%	59%	13%
		Reducción kW-Hr/t	No usado	No usado	-1685.1	-3539.4	No una Reducción
	2	Figura 34 Gases de Combustión Calientes Solamente					
		MW de Calor	No usado	No usado	243	512	112.9
		Porcentaje de Calor Total	No usado	No usado	28%	59%	13%
		Reducción kW-Hr/t	No usado	No usado	-1467.7	-3092.4	-681.9

197

197

Tabla 24. Escenario de Carbón – Volumen de Salidas de Mineral Comparado con el Volumen de Entradas de Mineral

		Unidades Métricas		Unidades Inglesas	
Parámetro	Densidad Aparente (t/m ³)	Masa (10 ⁶ t/año)	Volumen (10 ⁶ m ³ /año)	Masa (10 ⁶ t/año)	Volumen (10 ⁶ m ³ /año)
Carbón	0.8	1.57	1.97	1.73	1.97
CaSiO ₃	0.71	12.30	17.32	13.56	17.36
Carbón + CaSiO ₃					19.33
					0.00
CaCO ₃	0.9	10.60	11.78	11.68	11.80
SiO ₂	1.5	6.35	4.23	7.00	4.24
CaCO ₃ + SiO ₂	n/a	16.95	16.01	18.68	16.04
RELACIÓN DE VOLUMEN DE MINERAL FUERA/ VOLUMEN DE MINERAL DENTRO =					83.00%

000199

Tabla 25. Escenario de Gas Natural - Volumen de Salidas de Mineral Comparado con el Volumen de Entradas de Mineral

		Unidades Métricas		Unidades Inglesas	
Parámetro	Densidad Aparente (t/m³)	Masa (10 ⁶ t/año)	Volumen (10 ⁶ m³/año)	Masa (10 ⁶ t/año)	Volumen (10 ⁶ m³/año)
Carbón	0.8	1.57	1.97	1.73	1.97
CaSiO ₃	0.71	12.30	17.32	13.56	17.36
Carbón + CaSiO ₃					19.33
					0.00
CaCO ₃	0.9	10.60	11.78	11.68	11.80
SiO ₂	1.5	6.35	4.23	7.00	4.24
CaCO ₃ + SiO ₂	n/a	16.95	16.01	18.68	16.04
RELACIÓN DE VOLUMEN DE MINERAL FUERA/ VOLUMEN DE MINERAL DENTRO =					83.00%

000200

Todos los métodos que se divulgan y se reivindican en este documento se pueden hacer y ejecutar sin experimentación indebida a la luz de la presente divulgación. Mientras las composiciones y métodos de esta invención se han descrito en

5 términos de modalidades particulares, será aparente para aquellos experimentados en la materia que se pueden aplicar variaciones a los métodos y en los pasos o en la secuencia de los pasos del método descrito en este documento sin apartarse del concepto, espíritu y alcance de la invención. Todos los

10 sustitutos similares y modificaciones aparentes para aquellos experimentados en la materia se consideran dentro del espíritu, alcance y concepto de la invención como se define por las reivindicaciones adjuntas.

000201

NOVEDAD DE LA INVENCION

Habiendo descrito la presente invención como antecede, se considera como una novedad y, por lo tanto, se reclama como propiedad lo contenido en las siguientes:

5

REIVINDICACIONES

1. Un método para secuestrar dióxido de carbono producido por una fuente, que comprende:

10

(a) reaccionar un primer haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma con agua en una primera mezcla bajo condiciones adecuadas para formar una primera mezcla de producto que comprende un primer producto del paso (a) que comprende una primera sal de hidróxido con base de catión, una primera sal de óxido con base de catión y/o una primera sal de cloruro de hidrógeno con base de catión y un segundo producto del paso (a) que comprende HCl, H₂SO₄ o HNO₃;

15

(b) mezclar algo o todo del primer producto del paso (a) con un segundo haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma y dióxido de carbono producido por la fuente en una segunda mezcla bajo condiciones adecuadas para formar una mezcla del segundo producto que comprende un primer producto del paso (b) que

20

000202

comprende un primer haluro con base de catión, sal de sulfato y/o nitrato o hidrato de la misma, un segundo producto del paso (b) que comprende una segunda sal de carbonato con base de catión, y un tercer producto del paso (b) que comprende agua; y

(c) separar algo o todo de la segunda sal de carbonato con base de catión de la segunda mezcla de producto,

mediante lo cual el dióxido de carbono se secuestra en una forma de producto mineral.

2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque el primer haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma del paso (a) es una primera sal del cloruro con base de catión o hidrato de la misma, y el segundo producto del paso (a) es HCl.

3. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-2, caracterizado porque el primer haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma del paso (b) es una primera sal del cloruro con base de catión o hidrato de la misma.

4. El método de acuerdo con la reivindicación 2, caracterizado porque la primera sal del cloruro con base de catión o hidrato de la misma del paso (a) es $MgCl_2$.

5. El método de acuerdo con la reivindicación 4, caracterizado porque la primera sal del cloruro con base de

cación o hidrato de la misma del paso (a) es una forma hidratada de MgCl_2 .

5 6. El método de acuerdo con la reivindicación 5, caracterizado porque la primera sal de cloruro con base de cación o hidrato de la misma del paso (a) es $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

7. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-6, caracterizado porque la primera sal de hidróxido con base de cación del paso (a) es $\text{Mg}(\text{OH})_2$.

10 8. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 2-6, caracterizado porque la primera sal de cloruro de hidrógeno con base de cación del paso (a) es $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$.

15 9. El método de acuerdo con la reivindicación 8, caracterizado porque el primer producto del paso (a) comprende predominantemente $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$.

10. El método de acuerdo con la reivindicación 8, caracterizado porque el primer producto del paso (a) comprende más del 90% en peso de $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$.

20 11. El método de acuerdo con la reivindicación 8, caracterizado porque el primer producto del paso (a) es $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$.

12. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-6, caracterizado porque la primera sal de óxido con base de cación del paso (a) es MgO .

000204

13. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-12, caracterizado porque el segundo haluro con base de catión, sal de sulfato o nitrato o hidrato de la misma del paso (b) es una segunda sal de cloruro con base de catión o hidrato de la misma.

14. El método de acuerdo con la reivindicación 13, caracterizado porque la segunda sal de cloruro con base de catión o hidrato de la misma es CaCl_2 .

15. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 3-12, caracterizado porque la primera sal de cloruro con base de catión del paso (b) es MgCl_2 .

16. El método de acuerdo con la reivindicación 15, caracterizado porque la primera sal de cloruro con base de catión del paso (b) es una forma hidratada de MgCl_2 .

17. El método de acuerdo con la reivindicación 15, caracterizado porque la primera sal de cloruro con base de catión del paso (b) es $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.

18. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-17, caracterizado porque parte o toda del agua en el paso (a) está presente en la forma de vapor o agua supercrítica.

19. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-18, caracterizado porque parte o toda del agua del paso (a) se obtiene del agua del paso (b).

000205

20. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **1-19**, caracterizado porque el paso (b) además comprende mezclar sal de hidróxido de sodio en la segunda mezcla.

5 21. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **1-20**, además comprende:

(d) mezclar un mineral de silicato del Grupo 2 con HCl bajo condiciones adecuadas para formar una mezcla de tercer producto que comprende una sal de cloruro del Grupo 2, agua,
10 y dióxido de silicio.

22. El método de acuerdo con la reivindicación **21**, caracterizado porque parte o todo del HCl en el paso (d) se obtiene del paso (a).

23. El método de acuerdo con la reivindicación **21**,
15 caracterizado porque el HCl del paso (d) además comprende agitar el mineral de silicato del Grupo 2 con HCl.

24. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-23**, caracterizado porque parte o todo del calor generado en el paso (d) se recupera.

20 25. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-24**, caracterizado porque parte o todo de la segunda sal de cloruro con base de catión del paso (b) es la sal de cloruro del Grupo 2 del paso (d).

26. El método de acuerdo con cualquiera de las

000206

reivindicaciones **21-25**, además comprende un paso de separación, en donde el dióxido de silicio se remueve de la sal de cloruro del Grupo 2 que se forma en el paso (d).

5 **27.** El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-26**, caracterizado porque parte o todo del agua del paso (a) se obtiene del agua del paso (d).

10 **28.** El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-26**, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende un inosilicato del Grupo 2.

29. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-26**, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende CaSiO_3 .

15 **30.** El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-26**, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende MgSiO_3 .

31. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-26**, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende olivino
20 ($\text{Mg}_2[\text{SiO}_4]$).

32. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones **21-26**, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende serpentino
 ($\text{Mg}_6[\text{OH}]_8[\text{Si}_4\text{O}_{10}]$).

. 000207

33. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 21-26, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende sepiolita ($\text{Mg}_4[(\text{OH})_2\text{Si}_6\text{O}_{15}] \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), enstatita ($\text{Mg}_2[\text{Si}_2\text{O}_6]$), diópsido ($\text{CaMg}[\text{Si}_2\text{O}_6]$), y/o tremolita $\text{Ca}_2\text{Mg}_5\{[\text{OH}]\text{Si}_4\text{O}_{11}\}_2$.

34. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 21-26, caracterizado porque el silicato del Grupo 2 además comprende hierro y/o silicatos de manganeso.

35. El método de acuerdo con la reivindicación 34, caracterizado porque el silicato de hierro es fayalita ($\text{Fe}_2[\text{SiO}_4]$).

36. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 3-35, caracterizado porque parte o todo de la primera sal de cloruro con base de catión que se forma en el paso (b) es la primera sal de cloruro con base de catión que se utiliza en el paso (a).

37. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-36, caracterizado porque el dióxido de carbono está en la forma de gases de combustión, en donde los gases de combustión además comprenden N_2 y H_2O .

38. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-37, caracterizado porque las condiciones de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 200 °C a unos 500 °C.

000208

39. El método de acuerdo con la reivindicación 38, caracterizado porque la temperatura es de unos 230 °C a unos 260 °C.

5 40. El método de acuerdo con la reivindicación 38, caracterizado porque la temperatura es de unos 250 °C.

41. El método de acuerdo con la reivindicación 38, caracterizado porque la temperatura es de unos 200 °C a unos 250 °C.

10 42. El método de acuerdo con la reivindicación 38, caracterizado porque la temperatura es de unos 240 °C.

43. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-37, caracterizado porque las condiciones de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 50 °C a unos 200 °C.

15 44. El método de acuerdo con la reivindicación 43, caracterizado porque la temperatura es de unos 90 °C a unos 260 °C.

20 45. El método de acuerdo con la reivindicación 44, caracterizado porque la temperatura es de unos 90 °C a unos 230 °C.

46. El método de acuerdo con la reivindicación 45, caracterizado porque la temperatura es de unos 130 °C.

47. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-37, caracterizado porque las condiciones

de reacción adecuadas del paso (a) comprenden una temperatura de unos 400 °C a unos 550 °C.

48. El método de acuerdo con la reivindicación 47, caracterizado porque la temperatura es de unos 450 °C a unos 500 °C.

49. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-37, caracterizado porque las condiciones de reacción adecuadas del paso (b) comprenden una temperatura de unos 20 °C a unos 100 °C.

50. El método de acuerdo con la reivindicación 49, caracterizado porque la temperatura es de unos 25 °C a unos 95 °C.

51. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 21-37, caracterizado porque las condiciones de reacción adecuadas del paso (d) comprenden una temperatura de unos 50 °C a unos 200 °C.

52. El método de acuerdo con la reivindicación 51, caracterizado porque la temperatura es de unos 90 °C a unos 150 °C.

53. Un método para secuestrar dióxido de carbono producido por una fuente, que comprende:

(a) mezclar una sal de cloruro de magnesio y agua en una primera mezcla bajo condiciones adecuadas para formar (i) hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ y (ii)

000210

cloruro de hidrógeno:

(b) mezclar (i) hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$, (ii) CaCl_2 y (iii) dióxido de carbono producido por la fuente en una segunda mezcla bajo
5 condiciones adecuadas para formar (iv) carbonato de calcio, (v) una sal de cloruro de magnesio, y (vi) agua; y

(c) separar el carbonato de calcio de la segunda mezcla,

por lo cual el dióxido de carbono se secuestra en una
10 forma de producto mineral.

54. El método de acuerdo con la reivindicación **53**, caracterizado porque parte o todo del cloruro de hidrógeno del paso (a) se mezcla con agua para formar ácido hidroclórico.

15 **55.** El método de acuerdo con la reivindicación **53**, caracterizado porque parte o todo del hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ del paso (b) (i) se obtiene del paso (a) (i).

56. El método de acuerdo con la reivindicación **53**,
20 caracterizado porque parte o todo del agua en el paso (a) está presente en la forma de un hidrato de la sal de cloruro de magnesio.

57. El método de acuerdo con la reivindicación **53**, caracterizado porque el paso (a) ocurre en uno, dos o tres

000211

reactores.

58. El método de acuerdo con la reivindicación 53, caracterizado porque el paso (a) ocurre en un reactor.

5 59. El método de acuerdo con la reivindicación 53, caracterizado porque el hidróxido de magnesio, óxido de magnesio y/o Mg(OH)Cl del paso (a) (i) es mayor al 90% en peso de Mg(OH)Cl .

60. El método de acuerdo con la reivindicación 53, caracterizado porque caracterizado porque la sal de cloruro de magnesio es mayor al 90% en peso de $\text{MgCl}_2 \cdot 6(\text{H}_2\text{O})$.

61. Un método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 53-60, además comprende:

(d) mezclar un mineral de silicato del Grupo 2 con cloruro de hidrógeno bajo condiciones adecuadas para formar una sal de cloruro del Grupo 2, agua, y dióxido de silicio.

62. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque parte o todo del cloruro de hidrógeno en el paso (d) se obtiene del paso (a).

63. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el paso (d) además comprende agitar el mineral de silicato del Grupo 2 con el ácido hidroclórico.

64. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque parte o todo de la sal de cloruro de magnesio en el paso (a) se obtiene del paso (d).

000212

65. El método de acuerdo con la reivindicación 61, además comprende un paso de separación, en donde el dióxido de silicio se remueve de la sal de cloruro del Grupo 2 que se forma en el paso (d).

5 66. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque parte o toda del agua del paso (a) se obtiene del agua del paso (d).

10 67. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende un inosilicato del Grupo 2.

68. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende CaSiO_3 .

15 69. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende MgSiO_3 .

70. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende olivino.

20 71. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del paso (d) comprende serpentino.

72. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2 del

paso (d) comprende sepiolita, enstatita, diópsido, y/o tremolita.

73. El método de acuerdo con la reivindicación 61, caracterizado porque el mineral de silicato del Grupo 2
5 además comprende hierro mineralizado o manganeso.

74. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 53-66, caracterizado porque el paso (b) además comprende mezclar CaCl_2 y agua con la segunda mezcla.

RESUMEN DE LA INVENCIÓN

La presente invención se refiere a un proceso de secuestro de dióxido de carbono de energía eficiente por lo cual los
5 minerales de silicato del Grupo 2 y CO_2 se convierten en caliza y arena utilizando un proceso termolítico de dos sales que permite la ciclación del calor y los químicos de un paso a otro.

000215

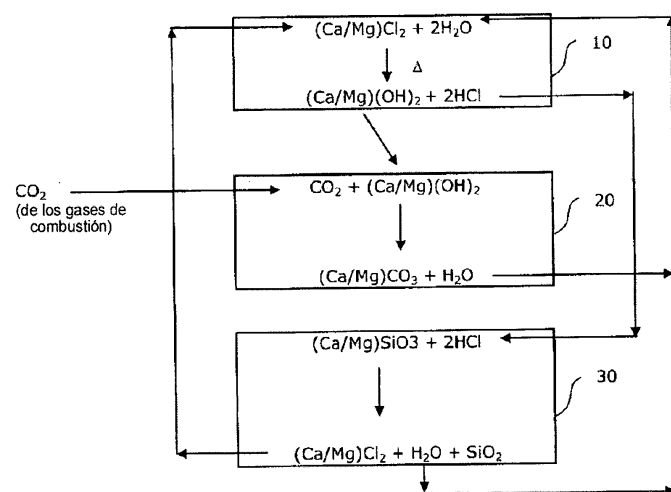


FIG. 1

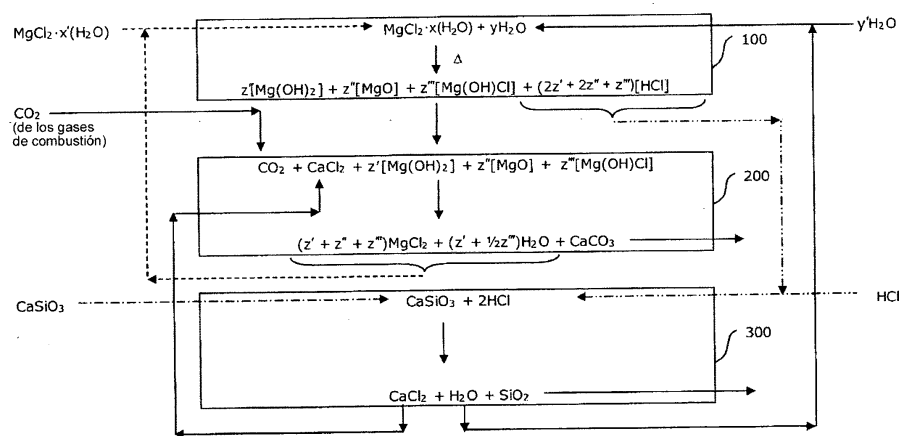


FIG. 2

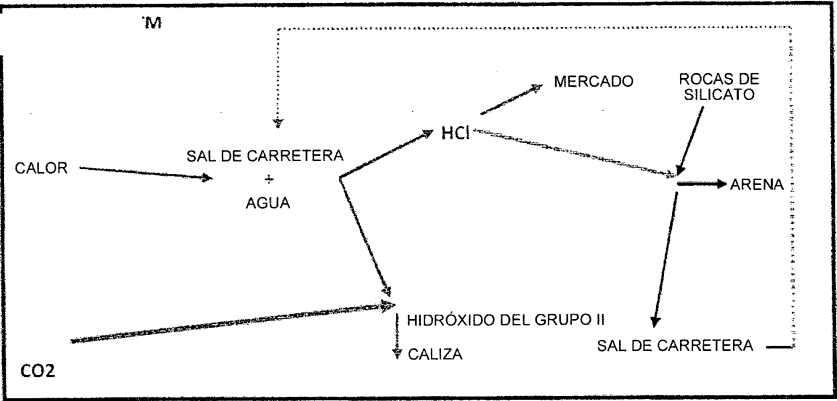


FIG. 3

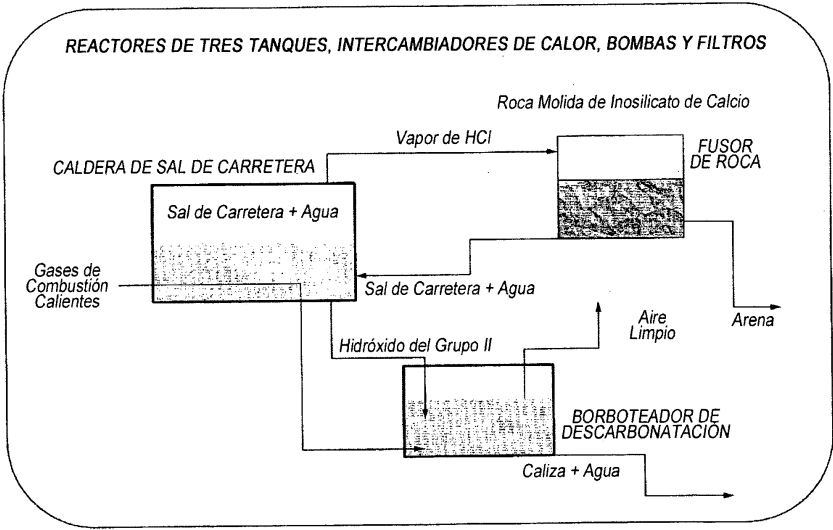


FIG. 4

000220

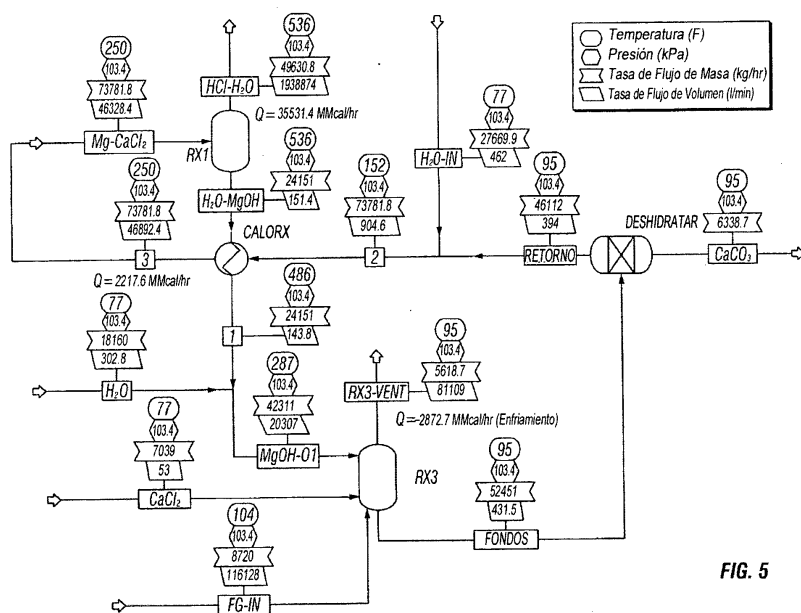


FIG. 5

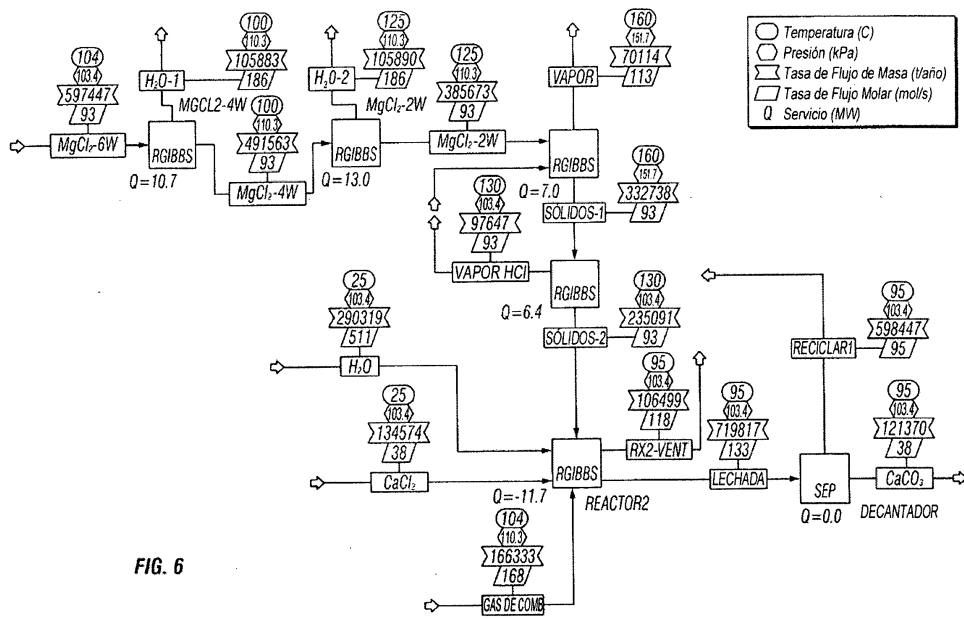


FIG. 6

000222

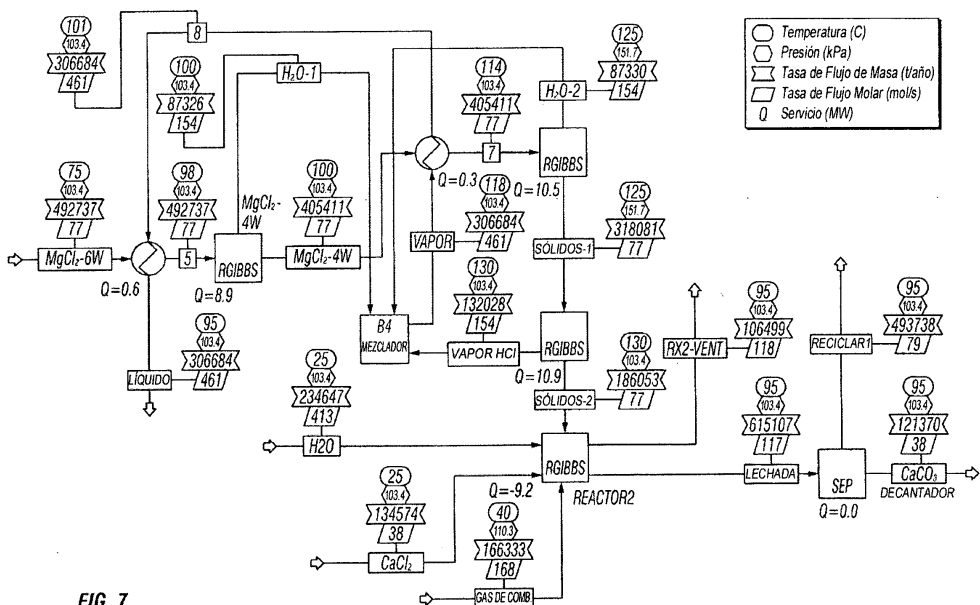


FIG. 7



000224

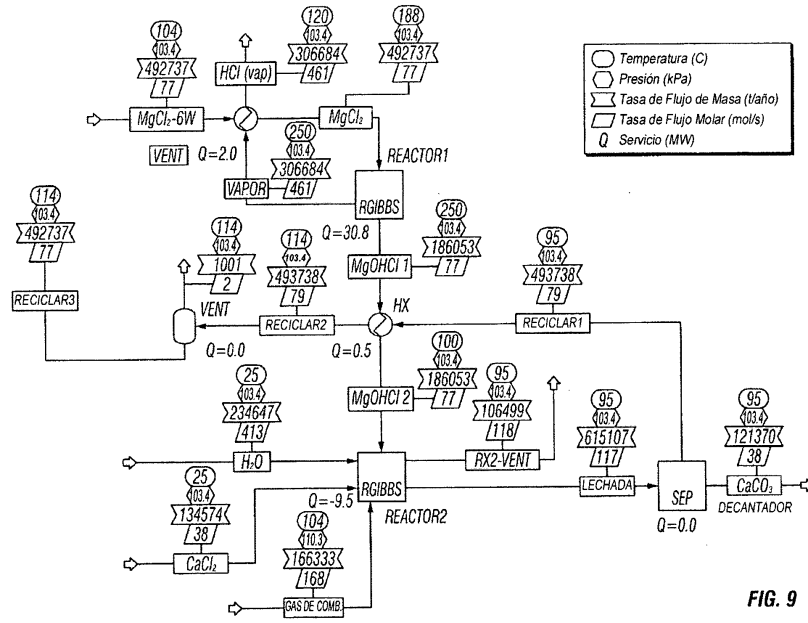


FIG. 9

000225

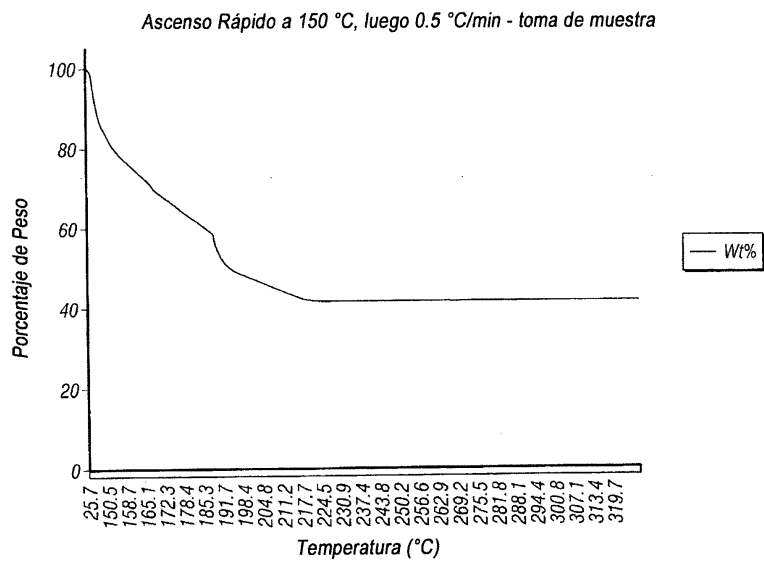
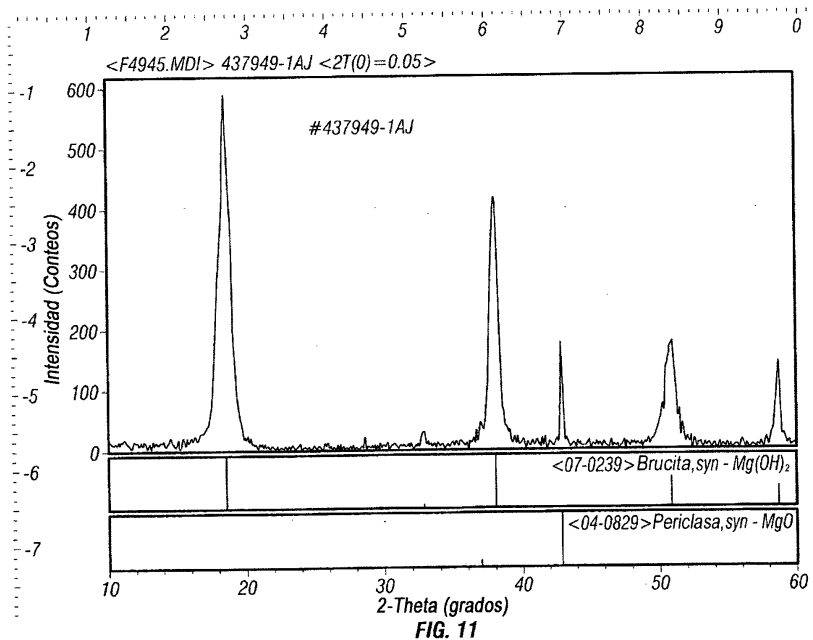
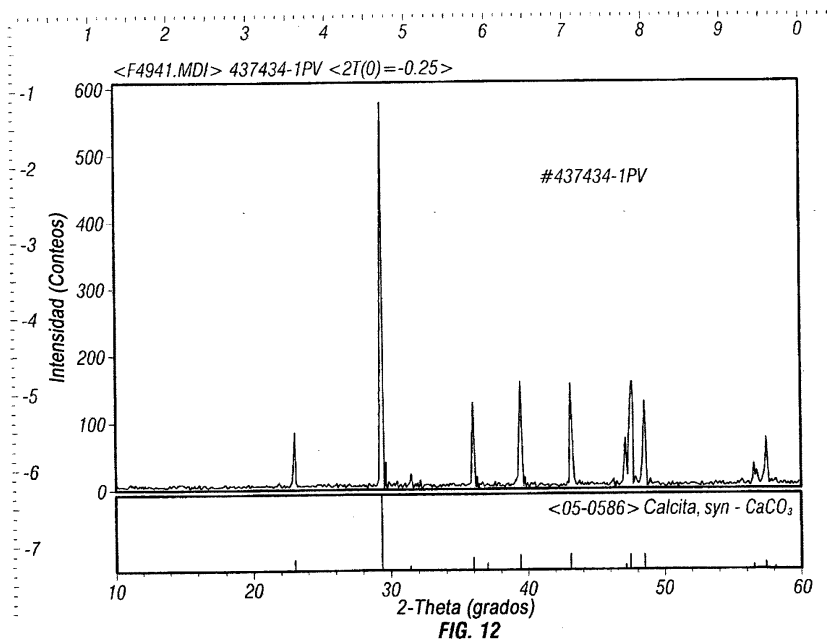


FIG. 10

000226





000227

000228

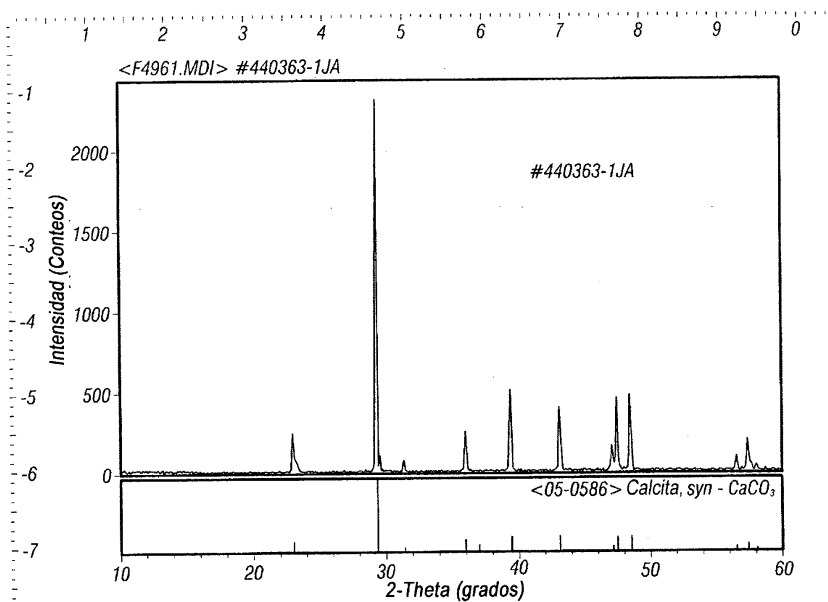


FIG. 13

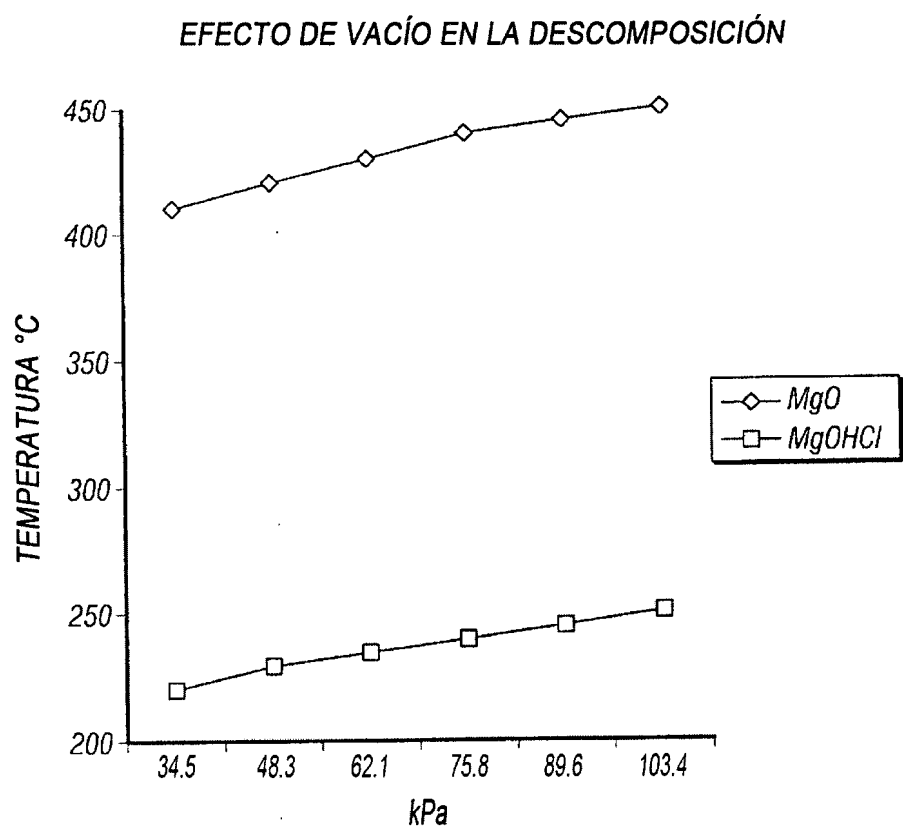


FIG. 14

000229

0000230

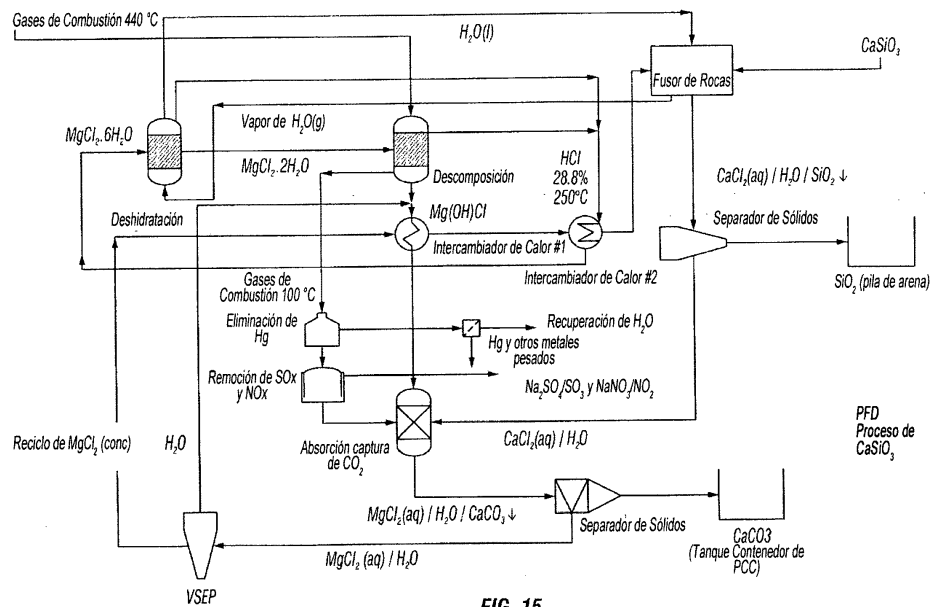


FIG. 15

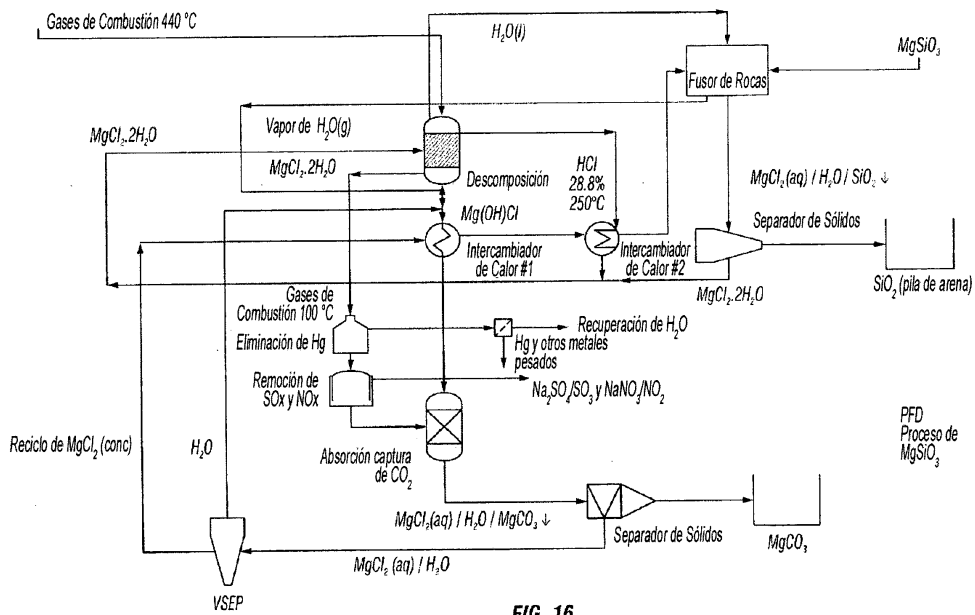


FIG. 16

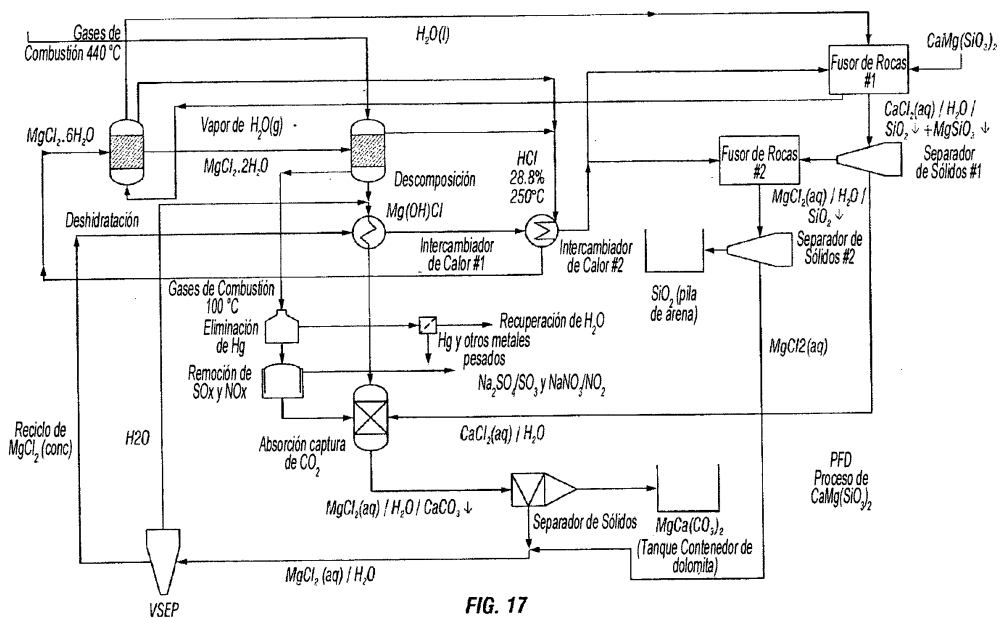


FIG. 17

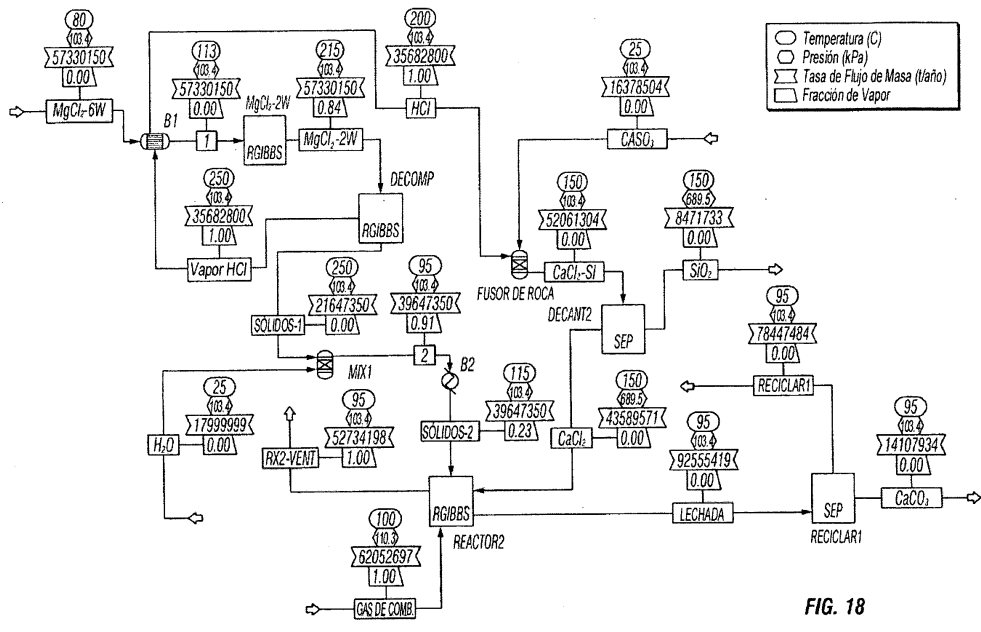


FIG. 18

000234

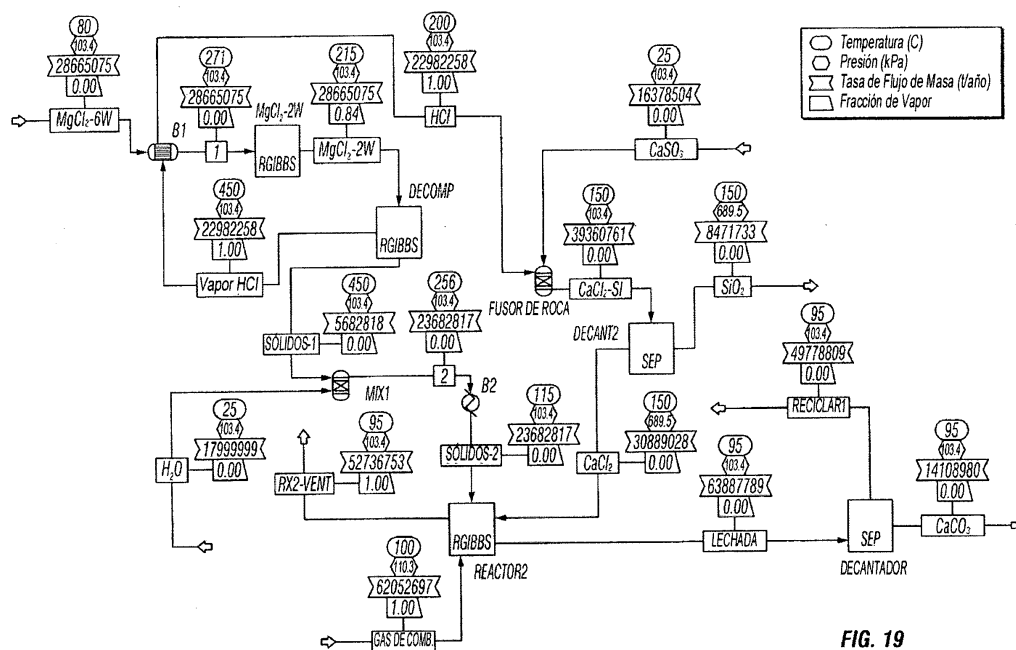


FIG. 19

000235

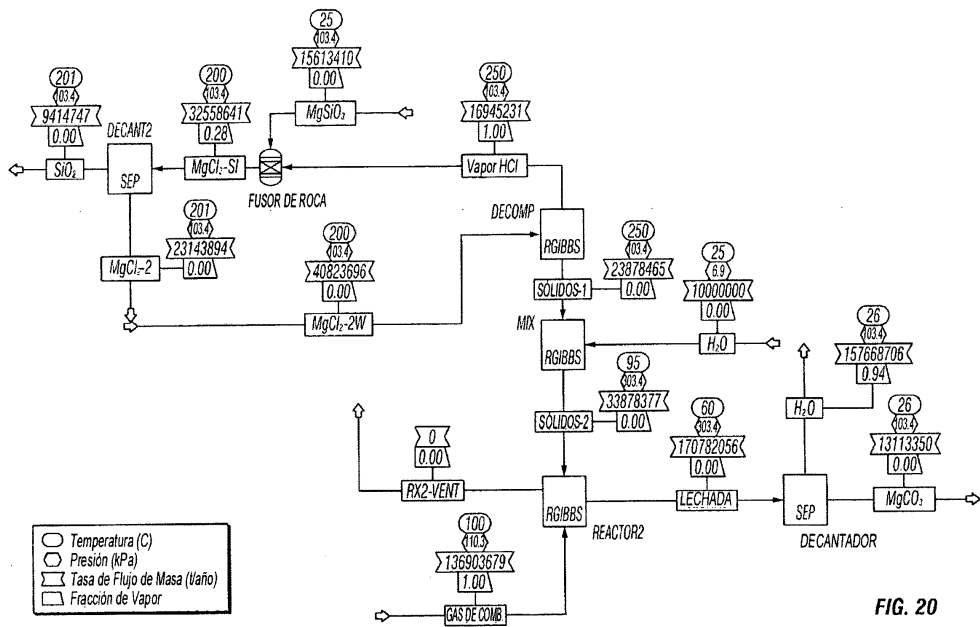


FIG. 20

000236

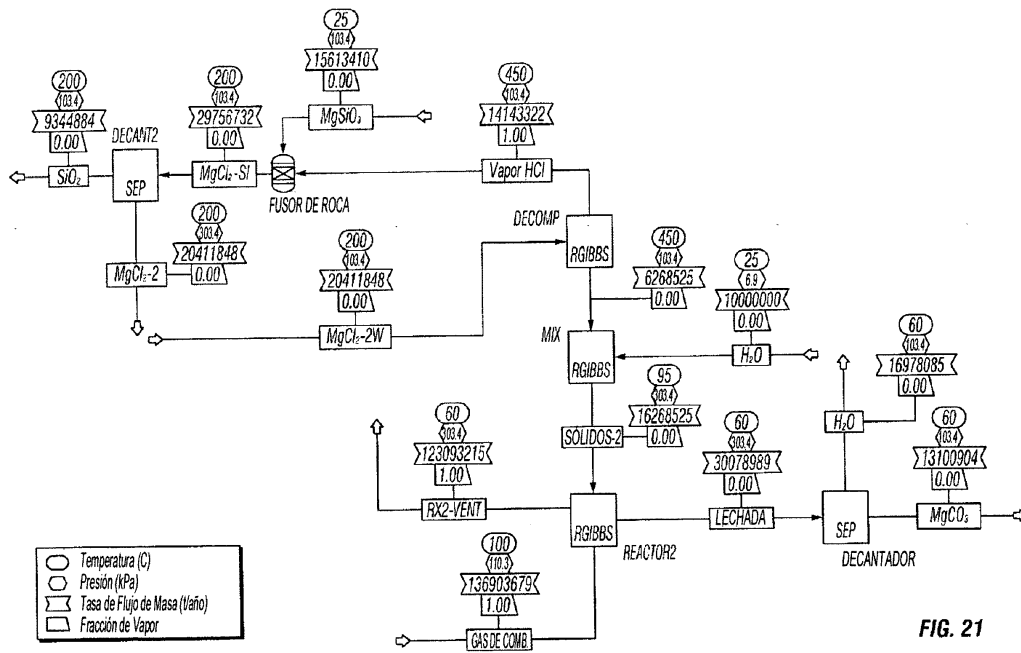
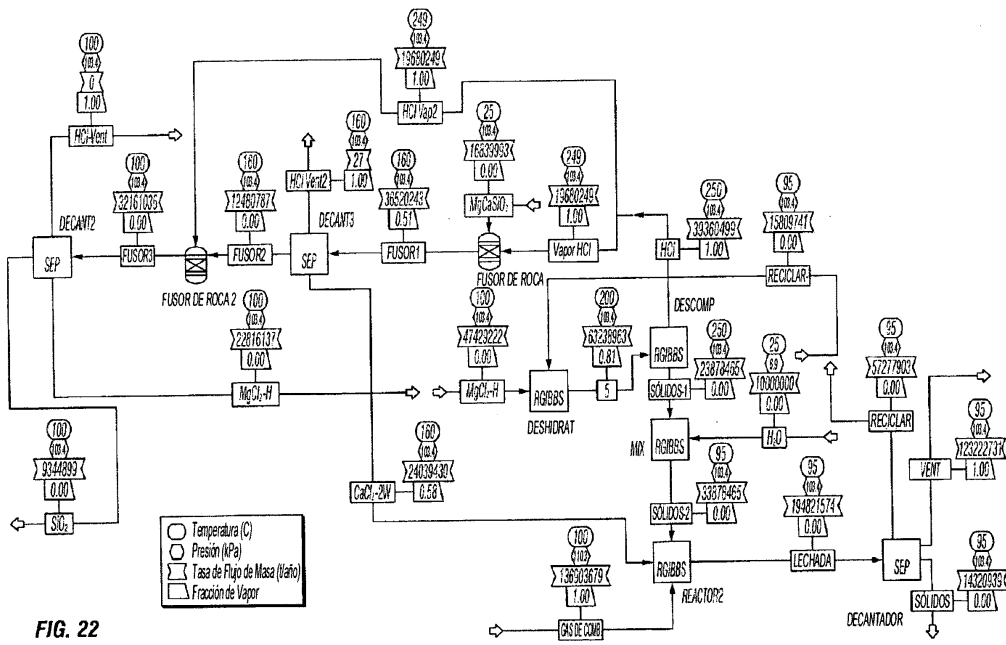


FIG. 21

000237



000239

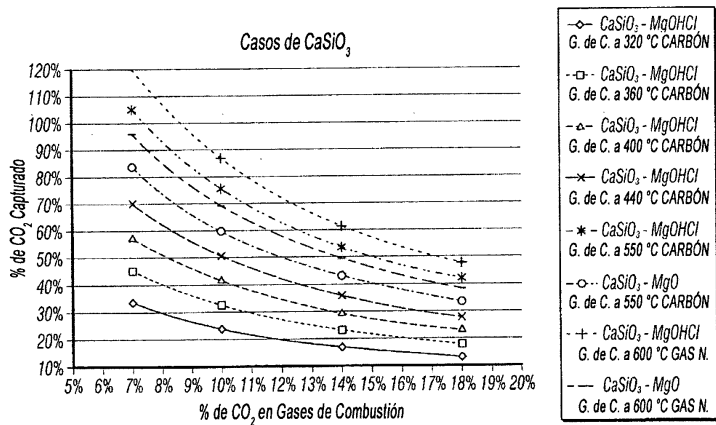


FIG. 24

000240

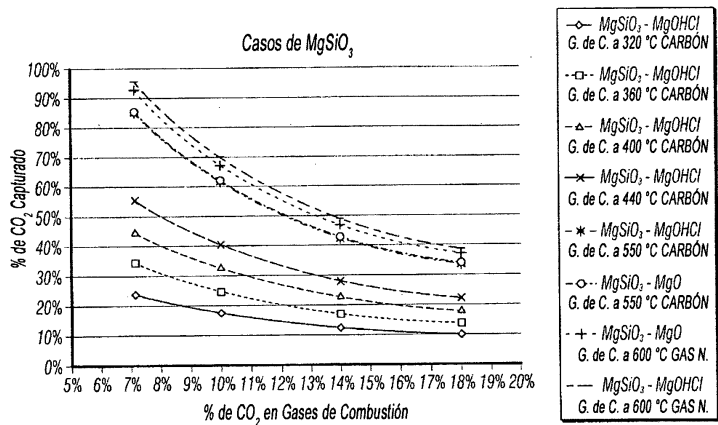
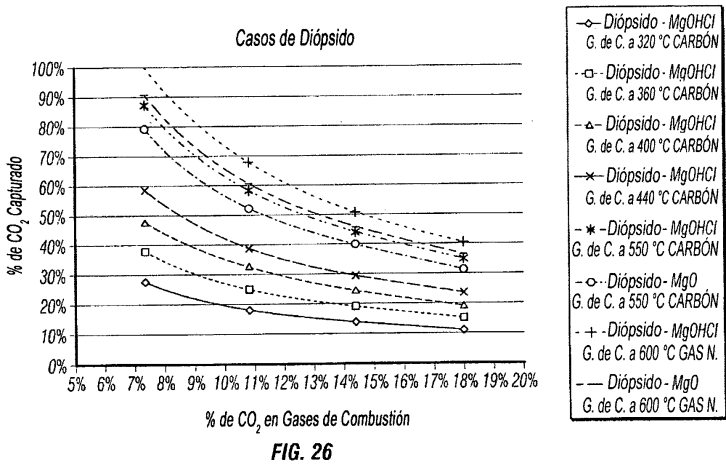


FIG. 25

000241



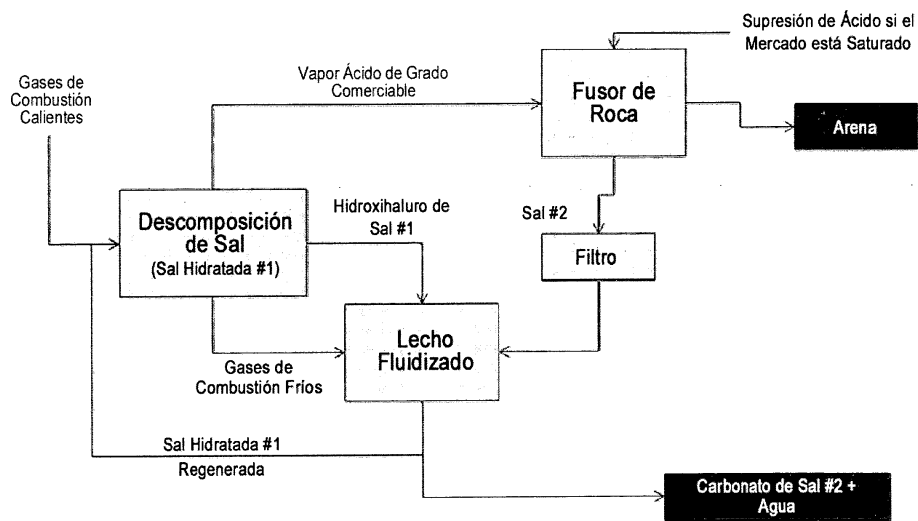


FIG. 27

000243

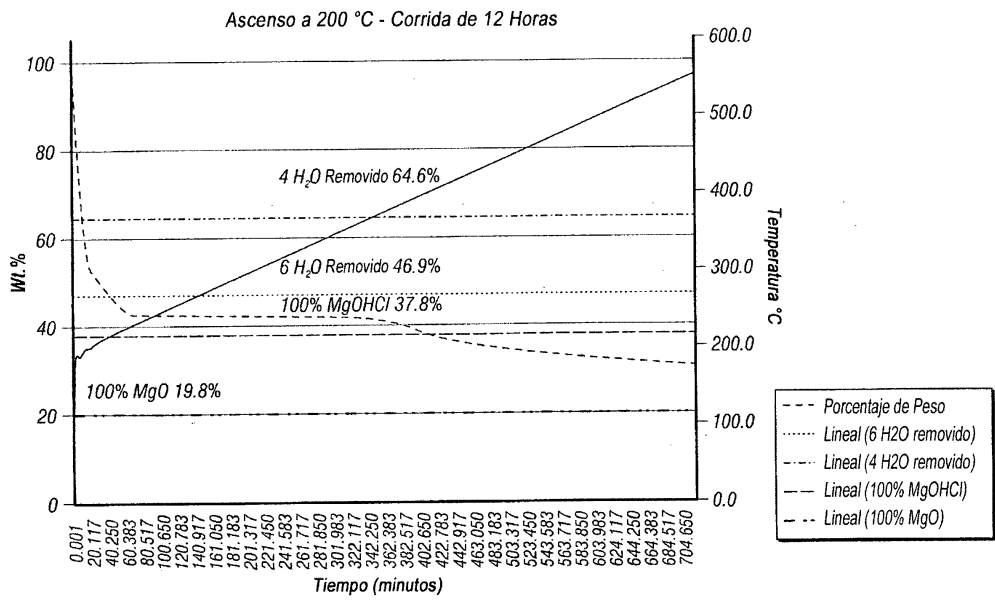


FIG. 28

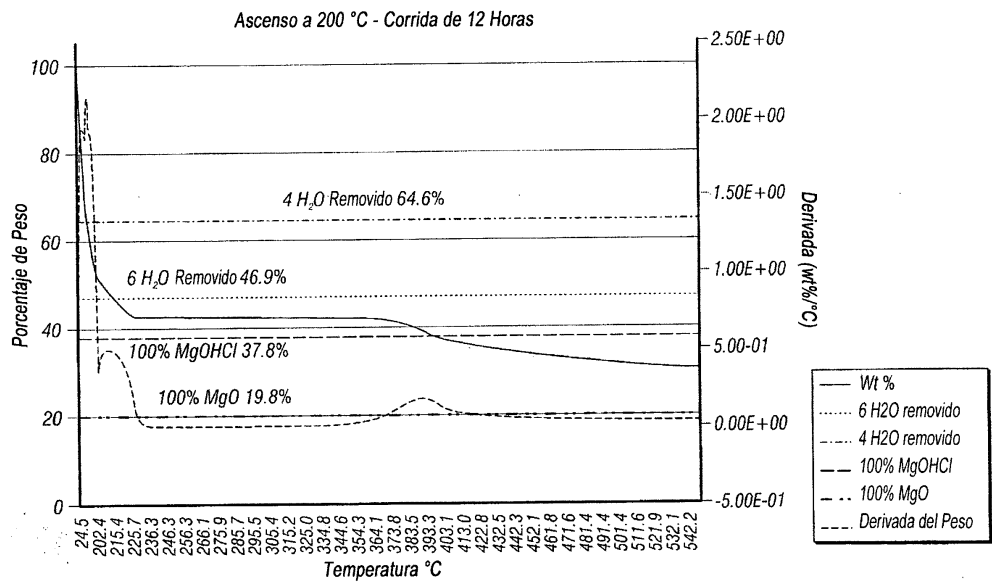


FIG. 29

MgCl₂*6H₂O Descomposición a 500 °C después de Una Hora

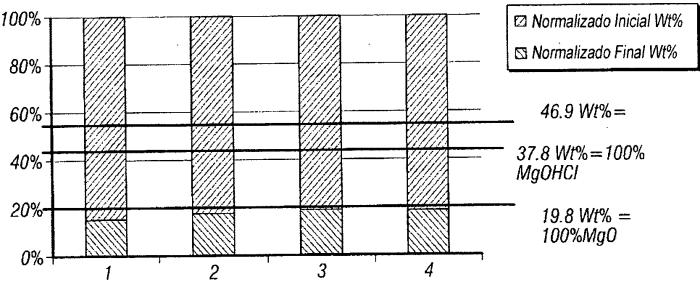
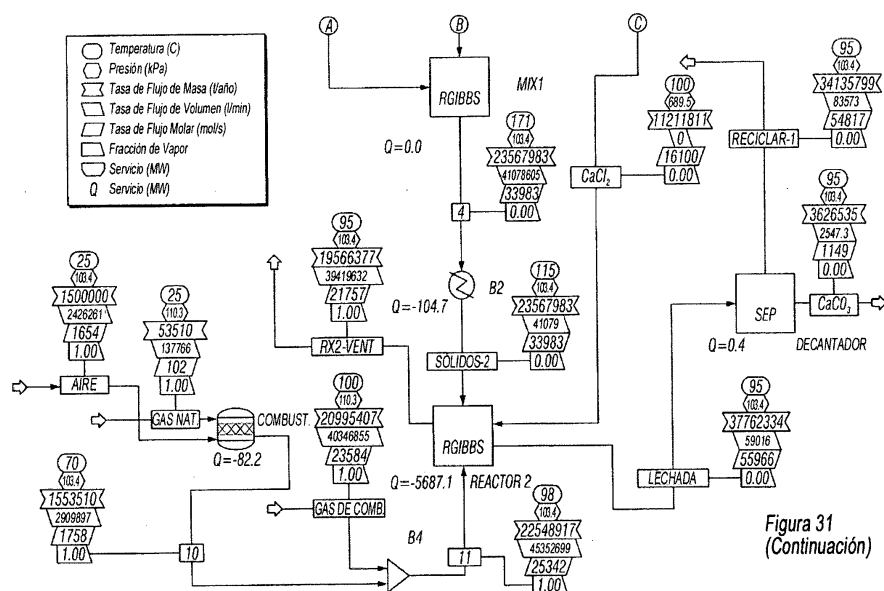


FIG. 30

000245

FIG. 31

31/41



000248

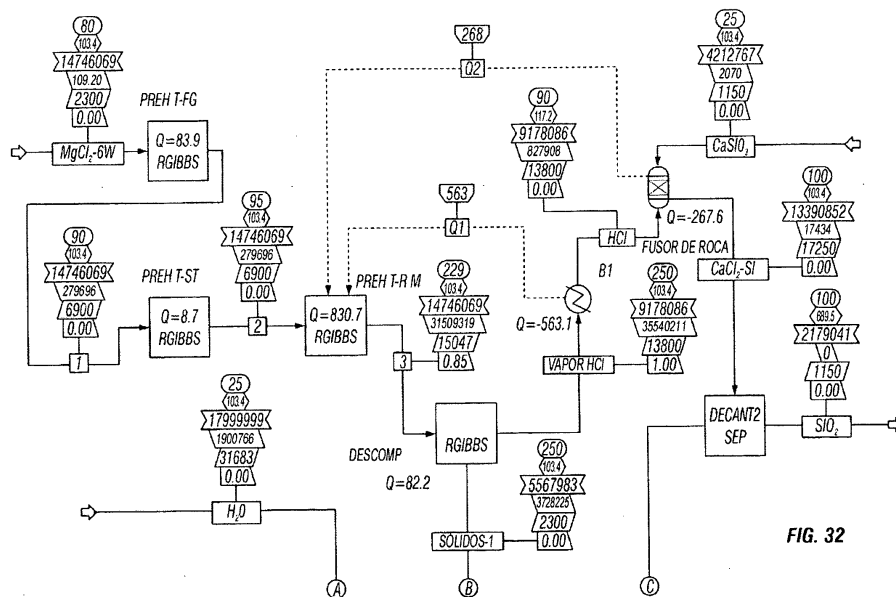


FIG. 32

000249

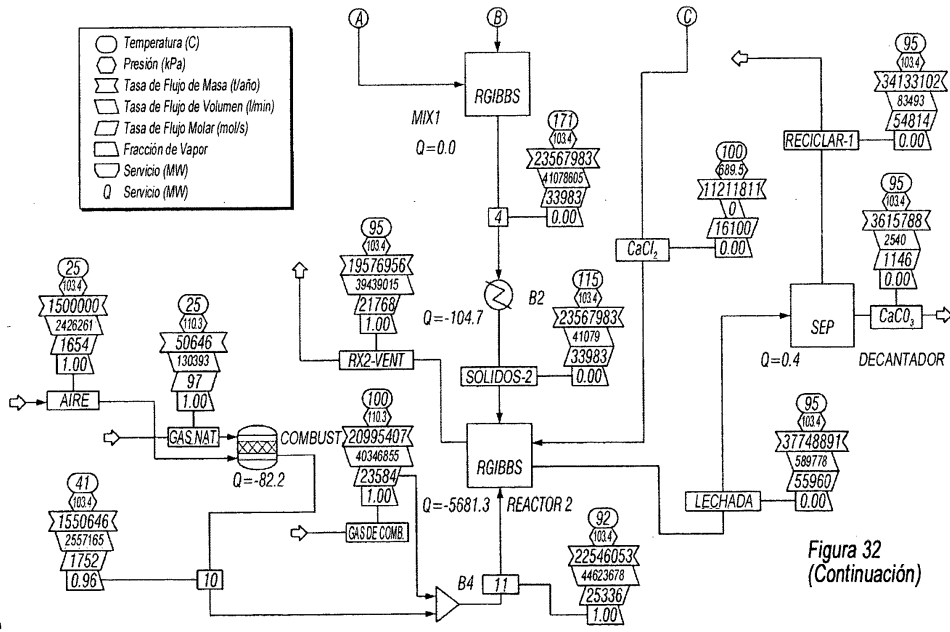


Figura 32
(Continuación)

000250

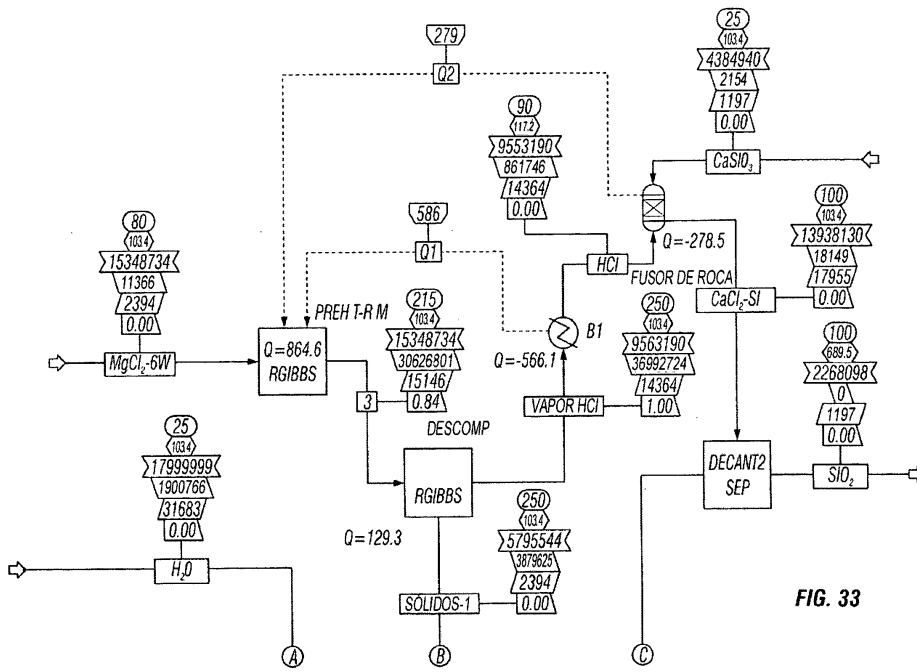


FIG. 33

000251

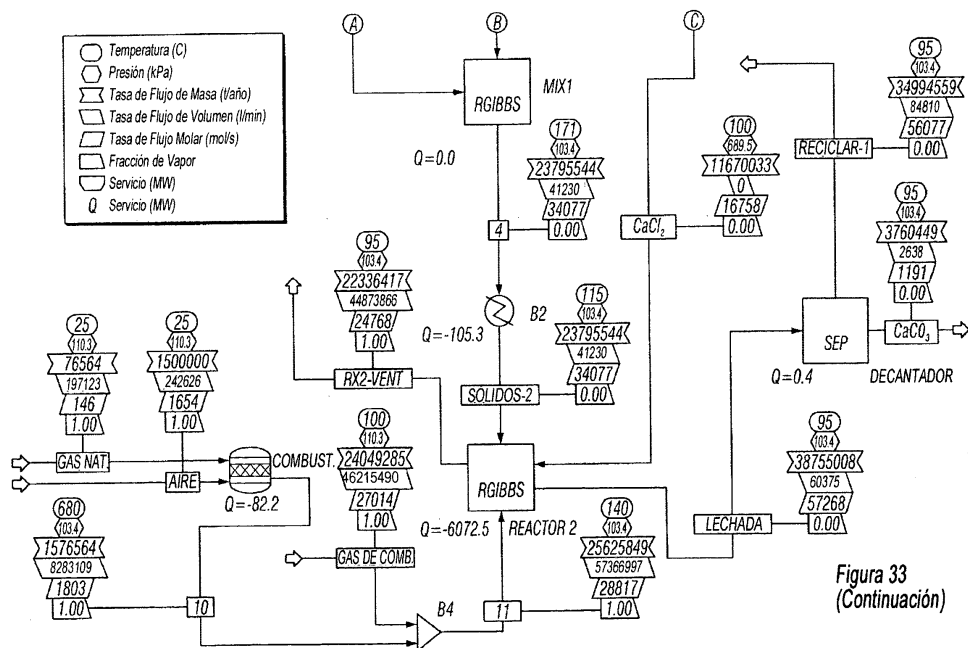


Figura 33
(Continuación)

000252

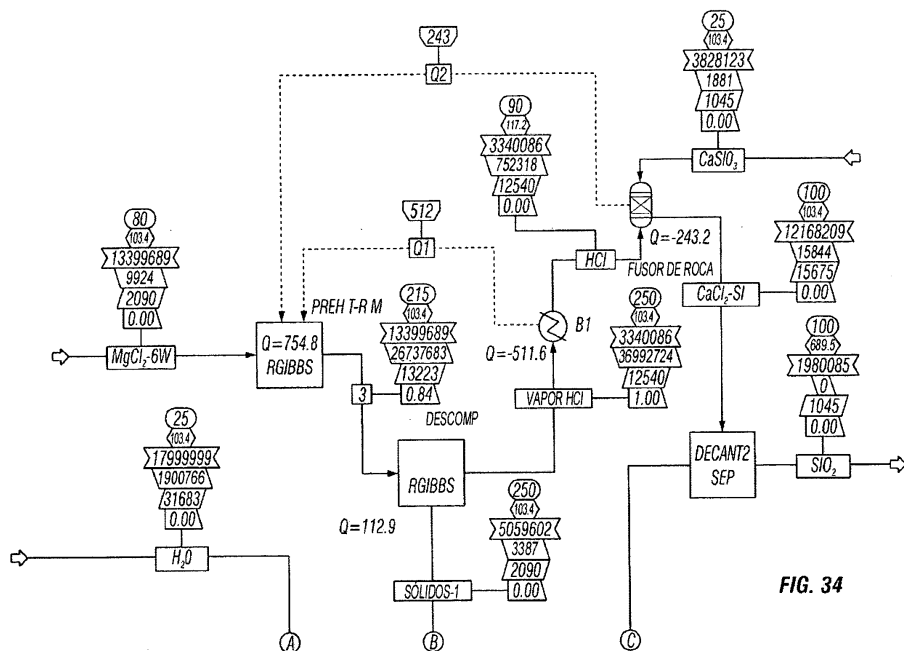
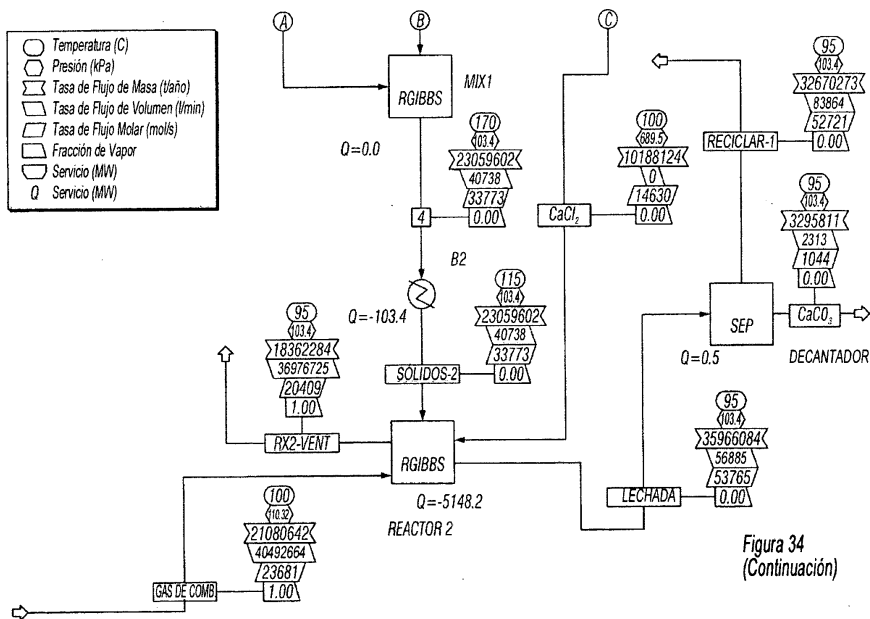


FIG. 34

000253



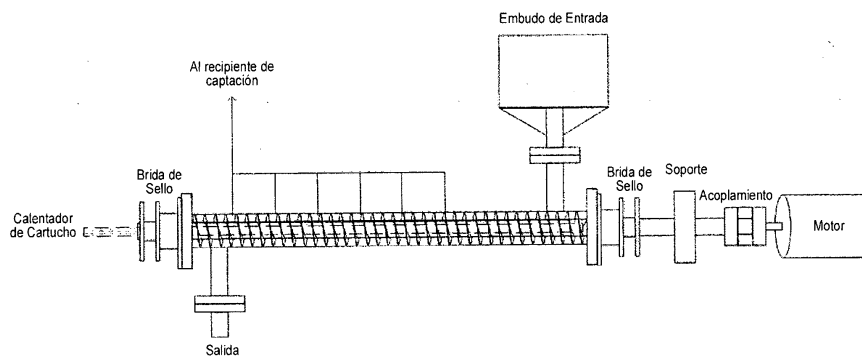


FIG. 35

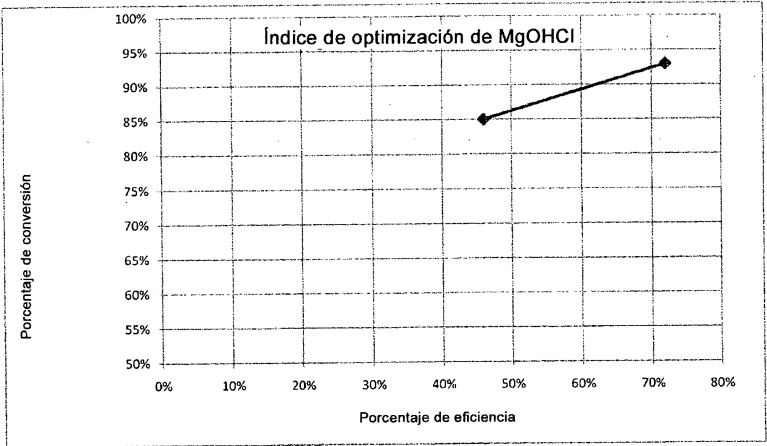


FIG. 36

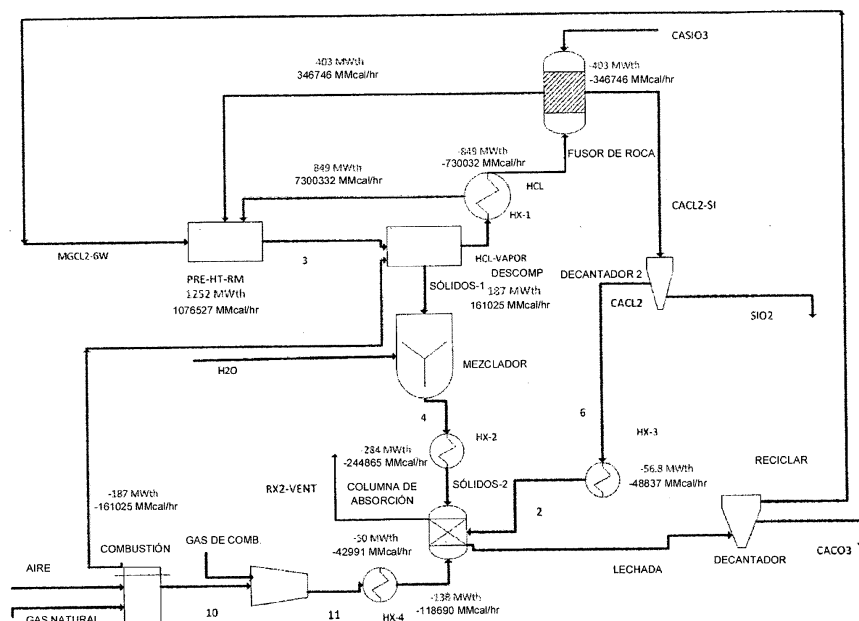


FIG. 37

(12) INTERNATIONAL APPLICATION PUBLISHED UNDER THE PATENT COOPERATION TREATY (PCT)

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
12 January 2012 (12.01.2012)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2012/006601 A2

(51) International Patent Classification:
B01D 53/62 (2006.01) **C01F 11/18** (2006.01)
C01B 31/24 (2006.01)

(74) Agent: **VOGES, Mark, H.**; Fulbright & Jaworski L.L.P.,
98 San Jacinto Blvd., Suite 1100, Austin, TX 78701 (US).

(21) International Application Number:
PCT/US2011/043470

(22) International Filing Date:
8 July 2011 (08.07.2011)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
61/362,607 8 July 2010 (08.07.2010) US
61/370,030 2 August 2010 (02.08.2010) US
61/406,536 25 October 2010 (25.10.2010) US
61/451,078 9 March 2011 (09.03.2011) US

(71) Applicant (for all designated States except US): **SKY-
ONIC CORPORATION** [US/US]; 1221 South Mopac
Expressway, Suite 340, Austin, TX 78746 (US).

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): **JONES, Joe, David**
[US/US]; C/o Skyonic Corporation, 1221 South Mopac
Expressway, Suite 340, Austin, TX 78746 (US).
YABLONSKY, Ai [US/US]; C/o Skyonic Corporation,
1221 South Mopac Expressway, Suite 340, Austin, TX
78746 (US).

(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of national protection available): AE, AG, AL, AM,
AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ,
CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO,
DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT,
HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP,
KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD,
ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI,
NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD,
SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR,
TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH,
GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG,
ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ,
TM), European (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK,
EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU,
LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK,
SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ,
GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Published:

— without international search report and to be republished
upon receipt of that report (Rule 48.2(g))



WO 2012/006601 A2

000257

(54) Title: CARBON DIOXIDE SEQUESTRATIONS INVOLVING TWO-SALT-BASED THERMOLYTIC PROCESSES

(57) Abstract: The present invention relates to an energy efficient carbon dioxide sequestration processes whereby Group 2 silicate minerals and CO₂ are converted into limestone and sand using a two-salt thermolytic process that allows for the cycling of heat and chemicals from one step to another.

INTERNATIONAL BUREAU OF WIPO

In re Application of:
SKYONIC CORPORATION

Serial No.: PCT/US2011/043470

Atty. Dkt. No.: JOJO.P0013WO

Filed: 08 July 2011

For: Carbon Dioxide Sequestration Involving Two-
Salt-Based Thermolytic Processes

REQUEST TO CORRECT FACE SHEET OF PUBLICATION

Via Facsimile No. 011 41 22 338 82 70

International Bureau
WIPO
34, chemin des Colombettes
1211 Geneva 20
Switzerland

Dear Madam or Sir:

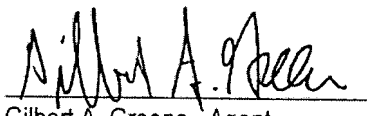
Please correct the inventor's name in the face sheet of the international publication as follows:

AI Yablonsky not Ai Yablonsky

We attach a marked version of the face sheet for your convenience, as well as Page 2 of the PCT Request noting the spelling of the inventor names as filed on July 8, 2011.

Should this Authority have any questions regarding this matter, please contact the undersigned.

Respectfully submitted,



Gilbert A. Greene, Agent

FULBRIGHT & JAWORSKI L.L.P.
98 San Jacinto Blvd, Suite 1100
Austin, TX 78701
Telephone No.: 512.474.5201
Facsimile No.: 512.536.4598

Date: 01/02/2013

000258

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
NIT : 800.176.089-2
- / -

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 13 - 0010982
		Bogotá D.C., Febrero 05 de 2013 - 09:03:55

RECIBIDO DE : CLARKE MODET	NI 830.008.643
----------------------------	----------------

*** Soporte del Pago ***					
TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	545480751	04/02/2013	12.500.000.00

*** Conceptos Pagados ***			
CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO Vr.CONCEPTO
1	50005-01-01 SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE INVENCIÓN	500.000.00 500.000.00
			\$500.000.00

SON: **QUINIENTOS MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: 
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 13-026393-00000-0000
Fecha: 2013-02-08 15:29:34 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 261

000260

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO NIT : 800.176.089-2 - / -					
 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA			No. 13 - 0011629	
				Bogotá D.C., Febrero 06 de 2013 - 09:55:54	
RECIBIDO DE : CLARKE MODET				NI 830.008.643	
*** Soporte del Pago ***					
TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR PAGO
RECIBO DE CA	999999999	10048	01/02/2013		20.000.00
RECIBO DE CA	999999999	10097	01/02/2013		206.000.00
RECIBO DE CA	999999999	10173	01/02/2013		530.000.00
RECIBO DE CA	999999999	10174	01/02/2013		530.000.00
RECIBO DE CA	999999999	10175	01/02/2013		530.000.00
RECIBO DE CA	999999999	10176	01/02/2013		530.000.00
*** Conceptos Pagados ***					
CANT. RENTISTICO	CONCEPTO		Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO	
64 50005-01-01 SOLICITUDES	1607 REIVINDICACION PATENTE UNITARIA ADICIONAL A LAS 10 INIC		30.000.00	1.920.000.00	
				=====	
				\$1.920.000.00	
SON: **UN MILL&OAGUTE;N NOVECIENTOS VEINTE MIL PESOS MONEDA CORRIENTE***					
Responsable: 					
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____					
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO					
					
No. 13-026393- -00000-0000					
Fecha: 2013-02-08 15:29:34 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR					
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI					
Act. 411 PRESENTACION Folios: 261					
000261					
Sede Centro: Carrera 13 No. 27 - 00 Pisos 3,4,5 y 10 Bogotá, D.C.- Colombia					
Web: www.sic.gov.co e-mai: info@sic.gov.co Conmutador: (571) 5870000 Fax: (571) 5870284 Línea: 018000-910165 Call Center: (571) 6513240					
, Febrero 6 de 2013 - 09:55:55					

PATENTE DE INVENCION ☐ MODELO DE UTILIDAD ☐ Art 33 Decisión 486/00

- ☐ Indicación que se solicita una patente.
 - ☐ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
 - ☐ Descripción de la invención
 - ☐ Dibujos de ser estos pertinentes
 - ☐ Comprobante de pago de las tasas establecidas (De ser el caso formato de descuento)
- Completa ☐ Incompleta ☐

PATENTE DE INVENCION PCT ☒ MODELO DE UTILIDAD PCT ☐ Art.33 Decisión 486/00, Circular Única

- ☒ Indicación que se solicita una PCT
 - ☒ Copia de la solicitud en español, tal como fue presentada inicialmente (capítulo descriptivo, reivindicatorio, resumen)
 - ☐ Dibujos de ser estos pertinentes
 - ☒ Comprobante de pago de las tasas establecidas (de ser el caso formato de descuento)
- Completa ☒ Incompleta ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐ (Art. 119 Decisión 486/00)

- ☐ Indicación que se solicita Diseño industrial
 - ☐ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
 - ☐ Representación gráfica y fotográfica del Diseño industrial o muestra del material que incorpora el diseño.
 - ☐ Comprobante de pago de las tasas establecidas
- Completa ☐ Incompleta ☐

ESQUEMA DE TRAZADO ☐ (Art. 92 Decisión 486/00)

- ☐ Indicación que se solicita un esquema de trazado
 - ☐ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
 - ☐ Representación gráfica de un esquema de trazado
 - ☐ Comprobante de pago de las tasas establecidas
- Completa ☐ Incompleta ☐

PI02-F08 (2009-11-18)

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 13-026393- -00000-0000

Fecha: 2013-02-08 15:29:34 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 261