(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 641 269**

(21) Número de solicitud: 201630410

(51) Int. Cl.:

C01F 5/20 (2006.01)
C02F 1/00 (2006.01)

(12) SOLICITUD DE PATENTE A1

(22) Fecha de presentación:

05.04.2016

(43) Fecha de publicación de la solicitud:

08.11.2017

(56) Se remite a la solicitud internacional:

PCT/ES2017/070095

(71) Solicitantes:

ABENGOA WATER, S.L. (100.0%)
Campus Palmas Altas C/ Energía Solar, 1
41014 Sevilla ES

(72) Inventor/es:

EL BAKOURI, Hicham;
RIAZA FRUTOS, Abel;
MORILLO AGUADO, José y
USERO GARCÍA, José

(74) Agente/Representante:

CARPINTERO LÓPEZ, Mario

(54) Título: **Procedimiento de obtención de hidróxido de magnesio a partir de efluentes salinos**

(57) Resumen:

Procedimiento de obtención de hidróxido de magnesio a partir de efluentes salinos.

La presente invención se refiere a un procedimiento de obtención de hidróxido de magnesio a partir de efluentes salinos que comprende una etapa de acidificación y desorción para la eliminación de las especies carbónicas y unas etapas de alcalinización y basificación con objeto de precipitar el hidróxido de magnesio.

ES 2 641 269 A1

DESCRIPCIÓN

Procedimiento de obtención de hidróxido de magnesio a partir de efluentes salinos

La presente invención se refiere a un procedimiento de obtención de hidróxido de magnesio ($Mg(OH)_2$) a partir de efluentes salinos.

La invención se enmarca en el sector técnico de tratamiento de agua, más concretamente en el tratamiento de efluentes de alto contenido en sales.

Antecedentes de la invención

La magnesia (MgO), óxido de magnesio que se puede obtener a partir de la calcinación del $Mg(OH)_2$, tiene un importante mercado de importación y exportación a nivel internacional. El $Mg(OH)_2$ se utiliza, fundamentalmente, para el tratamiento de agua, en la industria química, farmacéutica y medicina. También se emplea en el sector de la construcción y en el procesado de caucho.

Actualmente la producción de MgO se realiza principalmente mediante dos vías; la primera a partir de la extracción minera, de costes cada día más elevados que hacen necesario acceder a magnesitas cuyo contenido de MgO supere el 40%, y la segunda a partir de agua de corrientes de elevada salinidad, fundamentalmente agua de mar, la cual se ha convertido actualmente en la alternativa más competitiva con la anterior. El proceso para obtener MgO a partir de agua de mar se llevó a cabo por primera vez en el Reino Unido en 1937 y, a partir de 1942, en los EE.UU se extendió su uso con el fin de cubrir las necesidades de ladrillo refractario de MgO asociado a la industria del acero.

En general, los documentos de patente relacionados con esta técnica se centran en el desarrollo de equipos o en la optimización del proceso con el objetivo de obtener una mejor calidad de sales de magnesio. A continuación se describen los documentos de patente más importantes en este contexto.

El documento de patente con número de publicación US4229423 describe un método de producción de $Mg(OH)_2$. En dicho procedimiento se obtiene $Mg(OH)_2$ a partir de un efluente mediante una primera etapa de eliminación del CO_2 por acidificación y una segunda etapa de precipitación del $Mg(OH)_2$ con exceso de dolomita calcinada u óxido de calcio (CaO),

para posteriormente separar el $Mg(OH)_2$ de la salmuera; parte del $Mg(OH)_2$ se utiliza como partículas de nucleación o “semilla” de esta segunda etapa, y el resto de $Mg(OH)_2$ se hace reaccionar con más salmuera. De este modo se obtiene $Mg(OH)_2$ con baja cantidad de boro y de CaO. Finalmente este proceso contempla una etapa de filtración y lavado final con objeto de eliminar el boro residual.

El documento de patente con número de publicación US1505202, referido a la recuperación de compuestos de magnesio a partir de salmueras, describe la precipitación del $Mg(OH)_2$ mediante la adición de hidróxido de calcio ($Ca(OH)_2$). En este documento el efluente se trata con $Ca(OH)_2$ tras una filtración y eliminación del CO_2 mediante acidificación.

El documento de patente con número de publicación US2595314 describe un proceso para la producción de $Mg(OH)_2$ a partir de agua de mar precipitándolo con cal o dolomita calcinada. En el proceso se recircula una porción de la suspensión del espesador que está en serie con el reactor. El $Mg(OH)_2$ precipita en presencia de cristales de siembra que deben estar presentes en al menos, una cantidad del 300% de la cantidad de $Mg(OH)_2$ que precipita en la zona de reacción, o debe estar en una relación de 3:1 a 10:1 si se requiere conseguir una elevada pureza en los cristales de $Mg(OH)_2$. La dolomita calcinada se añade con tamaño de partícula entre 20 y 200 mallas (75-850 µm). Las partículas de entre 48 y 100 mallas (150-350 µm) favorece la sedimentación del precipitado. Por lo tanto, en el presente documento es necesario utilizar dolomita con un tamaño de grano específico para obtener una producción adecuada de $Mg(OH)_2$.

Como se divulga en el estado de la técnica, se han desarrollado muchos procedimientos para la obtención de sales de magnesio a partir de efluentes salinos pero a día de hoy se necesitan procedimientos que mejoren la pureza de $Mg(OH)_2$ obtenido especialmente si el efluente salino tiene una alta concentración de iones calcio (Ca^{2+}) y sulfatos (SO_4^{2-}).

Descripción de la invención

Para resolver el problema descrito en el estado de la técnica, que hace necesario mejorar la pureza de $Mg(OH)_2$ obtenido a partir de efluentes salinos con alta concentración de Ca^{2+} y SO_4^{2-}, se ha desarrollado un procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ a partir de efluentes salinos, donde el $Mg(OH)_2$ obtenido presenta una alta pureza.

El procedimiento de la invención presenta una etapa de eliminación de los carbonatos

(CO_3^{2-}) del efluente salino utilizando un ácido y una etapa de desorción y unas etapas posteriores de precipitación del $Mg(OH)_2$.

Por lo tanto un primer aspecto de la presente invención se refiere a un procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ a partir de efluentes salinos que comprende las etapas de:

a) acidificar un efluente salino con una corriente ácida a un pH comprendido entre 3 y 5 obteniéndose una corriente acidificada;

b) realizar una desorción del dióxido de carbono (CO_2 procedente de los carbonatos) presente en la corriente acidificada obtenida en la etapa a), pasando dicha corriente acidificada a través de un material de relleno;

c) pasar el efluente obtenido en la etapa b) por un lecho de dolomita calcinada hasta alcanzar un pH comprendido entre 9 y 10;

d) precipitar el $Mg(OH)_2$ a partir del efluente obtenido en la etapa c) mediante la adición de una base hasta alcanzar un pH de 11,0 a 11,5;

e) decantar el precipitado de $Mg(OH)_2$ a partir de la solución obtenida en d).

En la etapa b) de desorción se pone en contacto la corriente acidificada obtenida en la etapa a) con un material de relleno. El relleno debe presentar una elevada área superficial para mejorar la transferencia del CO_2. De manera preferente en la etapa b) de desorción se pone en contacto en contracorriente la corriente acidificada obtenida en la etapa a) con una corriente gaseosa a través de un material de relleno. De manera más preferente la corriente gaseosa se trata de una corriente de aire.

Como se ha mencionado el efluente proveniente de la etapa b) se pone en contacto con un lecho de dolomita calcinada hasta alcanzar un rango de pH entre 9 y 10.

De manera opcional tras la etapa b) de desorción tendría lugar una etapa b1) de absorción en la cual se pone en contacto la corriente gaseosa cargada de CO_2 obtenida en b) en contracorriente con una solución alcalina preferentemente NaOH, obteniéndose carbonato sódico (Na_2CO_3).

La precipitación de la etapa d) maximiza la producción y minimiza las impurezas.

En la presente invención los efluentes salinos son efluentes con alta concentración en sales, en particular efluentes residuales de plantas desaladoras y efluentes salinos con alto contenido en calcio, superior a 500 mg/l, y sulfatos, superior a 1000 mg/l. Particularmente

efluentes provenientes de procesos de depuración de aguas donde se utilizan membranas de ósmosis inversa.

En el caso de que el efluente tenga un alto contenido en calcio, el procedimiento comprende de forma opcional una primera etapa a1), de carbonatación anterior a la etapa a), donde se elimina el calcio de manera que se consigue reducir la precipitación conjunta del carbonato cálcico ($CaCO_3$) y sulfato cálcico ($CaSO_4$) con el $Mg(OH)_2$.

En el caso de que el efluente salino tenga un alto contenido en sulfatos, el método descrito comprende una etapa a0) opcional previa a la etapa a1) de carbonatación, para la eliminación o reducción del contenido en sulfatos.

Así mismo, el método descrito puede comprender adicionalmente una etapa e1) final de purificación del precipitado.

Breve descripción de los dibujos

Para mejor comprensión de cuanto se ha expuesto, se acompañan unos dibujos en los que, esquemáticamente y tan sólo a título de ejemplo no limitativo, se representa un caso práctico de realización.

La figura 1 muestra un esquema del procedimiento de la invención.

La figura 2 muestra un esquema de una materialización preferida del procedimiento de la invención.

Descripción de una realización preferida

Como se ha dicho el primer aspecto de la invención es un procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ a partir de efluentes salinos que comprende las etapas de:

a) acidificar un efluente salino (1) con una corriente ácida (2) a un pH comprendido entre 3 y 5 obteniéndose una corriente acidificada (3);

b) realizar una desorción del dióxido de carbono (4) (CO_2 procedente de los carbonatos) presente en la corriente acidificada obtenida en la etapa a), pasando dicha corriente acidificada a través de un material de relleno;

c) pasar el efluente (5) obtenido en la etapa b) por un lecho de dolomita calcinada hasta

alcanzar un pH comprendido entre 9 y 10;
d) precipitar el $Mg(OH)_2$ a partir del efluente (6) obtenido en la etapa c) mediante la adición de una base (7) hasta alcanzar un pH de 11,0 a 11,5;
e) decantar el precipitado (9) de $Mg(OH)_2$ a partir de la solución (8) obtenida en d).

La etapa a) de acidificación se realiza preferentemente con un ácido inorgánico (2) y de manera particular con ácido clorhídrico (HCl).

En una materialización preferente la etapa b) de desorción se realiza en una torre donde la corriente acidificada (3) de la etapa a) se introduce de forma preferente por la parte superior de la torre a través de un descargador y se distribuye de manera uniforme sobre el material de relleno, mientras la corriente gaseosa (10) se introduce preferentemente por la parte inferior. En una realización preferente, la corriente gaseosa (10) se trata de una corriente de aire. El efluente (5) obtenido en la etapa b), sale de la torre por la parte inferior; la corriente de aire cargada de CO_2 (11) sale por la parte superior. El material de relleno está formado preferentemente por piezas de plástico que tienen una relación superficie a volumen elevada.

De manera opcional tras la etapa b) de desorción hay con una etapa b1) de absorción en la cual se pone en contacto la corriente de aire cargada de CO_2 (11) obtenida en b) en contracorriente con una solución alcalina (23), preferentemente NaOH, obteniéndose Na_2CO_3 (12).

De manera preferente el tamaño de partícula de la dolomita calcinada utilizada en la etapa c) es mayor de 20 mm. Este tamaño de partícula mejora la hidratación del MgO, lo que conduce a un aumento de la pureza del $Mg(OH)_2$ obtenido. De manera más preferente el tamaño de partícula de la dolomita calcinada se encuentra en el rango comprendido entre 20 mm y 40 mm.

De manera preferente la basificación de la etapa d) se realiza con dolomita calcinada (7).

Preferentemente la etapa d) se lleva a cabo en un reactor bizona (13), seguido de una cámara de floculación bizona (14). Más preferentemente en el caso de que la etapa d) se lleve a cabo en un reactor bizona (13) seguido de una cámara de floculación bizona (14), se purga el reactor bizona (13) y la cámara de floculación (14) bizona y se recircula entre el 25% y el 30% de cada purga, la purga que parte del reactor bizona (15) y la purga que parte

de la cámara de floculación (16), se recircula al reactor bizona (13). Se ha comprobado que tasas de recirculación superiores al 30% aumentan el contenido de impurezas en el producto. Por otra parte una tasa de recirculación inferior al 25%, produce una disminución en la cantidad de producto al disminuir el rendimiento de la reacción.

En una realización preferente, una vez decantado el $Mg(OH)_2$, dicho precipitado (9) se somete a una etapa e1) de purificación del precipitado en la cual se lava con agua dulce acidificada (17), posteriormente se reprecipita con una base y se filtra. Preferentemente la base es sosa, cal o dolomita calcinada.

En otra realización preferente, en el caso de que el efluente salino tenga un alto contenido en calcio, el procedimiento comprende de forma opcional una primera etapa a1) de carbonatación anterior a la etapa a) donde se elimina el calcio de manera que se consigue reducir la precipitación conjunta del $CaCO_3$ y $CaSO_4$ con el $Mg(OH)_2$.

Esta etapa a1) de carbonatación se realiza de tres maneras alternativas.

- al efluente salino se le añade Na_2CO_3 en exceso en un reactor. La ventaja asociada a esta etapa es que se consigue precipitar al menos el 90% del calcio presente en el efluente, sin necesidad de elevar el pH con una base y sin perder magnesio en el efluente o;
- se eleva el pH a un pH comprendido entre 9 y 10,5 preferentemente 9,5 con NaOH y de forma conjunta se añade Na_2CO_3 en un reactor. La ventaja asociada a esta etapa es conseguir la precipitación de al menos el 97% del calcio presente en el efluente o;
- se eleva el pH con $Ca(OH)_2$ o con CaO al menos entre 9 y 10,5 y se añade Na_2CO_3 en un reactor, de esta manera también se consigue la precipitación del 97% del calcio presente en el efluente. Preferentemente se adiciona CaO de manera que se incrementa la temperatura de la solución lo que favorece la formación de carbonatos insolubles.

Esta etapa opcional a1) de carbonatación se lleva a cabo en un reactor durante un tiempo de retención hidráulico comprendido entre 10 minutos y 30 minutos. Particularmente durante un tiempo de retención hidráulico de 15 minutos.

En el caso de que en esta etapa a1) de carbonatación se utilicen dos reactivos NaOH y Na_2CO_3; o bien Na_2CO_3 con $Ca(OH)_2$ o CaO, la etapa se lleva a cabo en dos equipos de reacción en serie, en el primero de mezcla rápida donde se añade el Na_2CO_3, y en el segundo se añade el NaOH, $Ca(OH)_2$ o CaO.

De manera preferente, el Na_2CO_3 utilizado en la etapa a1) de carbonatación anterior a la etapa a) donde se elimina el calcio, es el Na_2CO_3 obtenido en la etapa b1) de absorción. El Na_2CO_3 obtenido en la etapa b1) se recircula al reactor de la etapa a1) reduciendo así las emisiones de CO_2, obteniéndose un proceso más respetuoso con el medioambiente.

En otra realización preferente mostrada en la FIG. 2, en el caso de que el efluente salino (1) tenga un alto contenido de sulfatos, el método descrito comprende una etapa a0), de eliminación o reducción del contenido en sulfatos, inicial previa a la etapa a1) de carbonatación para la eliminación o reducción del contenido en sulfatos. En este caso se adiciona al efluente salino (1) $Ca(OH)_2$ (18), hasta alcanzar un pH comprendido entre 9,5 y 10,5 preferentemente 10 y posteriormente se añade cloruro cálcico ($CaCl_2$) (19). El $CaCl_2$ (19) se adiciona en una concentración que permita sobrepasar al menos un 50% el límite de solubilidad de $CaSO_4$. Esta precipitación en forma de cristales es muy lenta, por lo que para evitar sobresaturaciones y precipitaciones posteriores, la reacción debe efectuarse en presencia de una gran concentración de partículas de nucleación. Por lo tanto es necesario mantener una concentración elevada de $CaSO_4$. Posteriormente el efluente salino sin sulfatos (20) se conduce a la etapa a1) de carbonatación, en el que se elimina el calcio descrito anteriormente. Por lo tanto en una realización preferente el procedimiento comprende una etapa a0), de eliminación o reducción del contenido en sulfatos, previa a la etapa a1) donde se adiciona al efluente $Ca(OH)_2$ hasta alcanzar un pH comprendido entre 9,5 y 10,5 y $CaCl_2$ y el efluente obtenido se conduce a la etapa a1). En la FIG. 2 se muestra una realización preferente donde el efluente salino sin sulfatos (20) pero con un alto contenido en calcio se carbonata elevando el pH con $Ca(OH)_2$ (21) y se añadiendo Na_2CO_3 (12) obtenida en la etapa b1). El efluente salino sin sulfatos y sin calcio (22) se acidifica en la etapa a) y continúa el procedimiento.

EJEMPLOS

Ejemplo 1

Se describe a continuación el proceso llevado a cabo en una planta piloto con el efluente de una planta desaladora de agua de mar de ósmosis inversa con la composición indicada en la tabla 1.

Parámetros	**Valor**
Conductividad (mS/cm)	73
pH	7,9
Sólidos disueltos (mg/L)	54,6
Calcio (mgCa^{2+}/L)	960
Magnesio (mgMg^{2+}/L)	2,1
Sodio (mgNa^{+}/L)	15,3
Cloruros (mgCl^{-}/L)	28,7
Sulfatos (mgSO_4^{2-}/L)	4,6
Litio (mgLi/L)	0,6
Potasio (mg/L)	720
Carbonatos (mgCO_3Ca/L)	n.d.
Alcalinidad (mgCO_3Ca/L)	445

Tabla 1. Composición del efluente residual procedente de planta desaladora de agua de mar.

La primera etapa del proceso consistió en la eliminación del calcio del efluente mediante un proceso de carbonatación. Para ello se añadió una dosis de Na_2CO_3 de 2 kg/m^3 de efluente tratado, se mantuvo un tiempo de reacción de 15 minutos y en una etapa posterior de decantación se separó la fase sólida. El análisis del efluente tratado puso de manifiesto la eliminación del 90% del calcio, sin afectar de forma significativa al contenido de magnesio de la salmuera (ver tabla 2).También se realizaron ensayos ajustando el pH en la etapa de reacción con NaOH o $Ca(OH)_2$, obteniéndose buenos resultados en relación a la eliminación de calcio (ver tablas 3 y 4).

Na_2CO_3 (kg/m^3) añadido	NaOH (kg/m) añadido	pH final	Ca (kg/m^3) final	%Ca eliminado	Mg (kg/m^3) final	%Mg eliminado
2,0	0,0	8,6	98	89,8	2000	1,5

Tabla 2. Efluente tratado con Na_2CO_3.

Na_2CO_3 (kg/m^3) añadido	NaOH (kg/m) añadido	pH final	Ca (kg/m^3) final	% Ca eliminado	Mg (kg/m^3) final	%Mg eliminado
2,5	80	9,0	30,9	96,8	1989	2,0
3,0	40	9,0	24,7	97,4	2022	0,4

Tabla 3. Tratamiento a pH 9 con NaOH.

Na_2CO_3 (kg/m^3) añadido	$Ca(OH)_2$ (kg/m^3) añadido	pH final	Ca (kg/m^3) final	% Ca eliminado	Mg (kg/m^3) final	%Mg eliminado
2,5	367	9,5	33,2	96,5	2004	1,3
3,0	367	9,6	27,9	97,1	1989	2,0
3,5	367	9,6	14,5	98,5	2003	1,3

Tabla 4. Tratamiento a pH 9,5 con $Ca(OH)_2$ y Na_2CO_3

A continuación, el efluente tratado se trasladó a un reactor para acidificarlo hasta pH 3,5 con ácidos inorgánicos (se necesitó 0,36 kg de H_2SO_4 o bien 0,22 kg de HCl para acidificar cada m^3 de efluente). Posteriormente, se realizó una desorción (*stripping*) con aire para recuperar el CO_2, esta corriente gaseosa se condujo a una torre de absorción en la que se puso en contacto en contracorriente con una corriente de NaOH, obteniendo una solución cercana a la saturación de Na_2CO_3 (200 g/L). De esta forma se consigue recuperar el Na_2CO_3 que se recircula al reactor de la etapa a1) de carbonatación, teniendo así un proceso respetuoso con el medioambiente en relación a las emisiones de CO_2.

La corriente de salmuera acidificada se transportó a un lecho tipo filtro de flujo descendente formado por partículas de dolomita calcinada de tamaño de grano de 20 mm. El proceso se desarrolló por gravedad con una velocidad de 50 L/min/m^2 para conseguir un tiempo de residencia óptimo y que el pH del efluente estuviera entre 9,0 y 10,0.

El efluente resultante se transportó al reactor bizona en el que se añadió dolomita calcinada en forma de lechada ajustando el pH en un intervalo entre 11,0 y 11,5.

El sobrenadante del reactor bizona se transportó al floculador bizona con un tiempo de residencia de otros 15 minutos. El fondo del reactor y el floculador se purgan para evitar que se acumulen impurezas en ambos. Un 30% de la corriente de purga del reactor bizona y un 30% del floculador bizona se devuelve al reactor mejorando así el proceso de reacción y el

rendimiento de reacción, al incrementar el agotamiento del reactivo. El sobrenadante del floculador se lleva a un decantador, la corriente decantada se conduce a un espesador, y el producto espesado se lava y se filtra obteniendo un sólido compuesto principalmente por $Mg(OH)_2$, con una pureza de este compuesto del 87,2% (acidificación con H_2SO_4) y 90% (acidificación con HCl). El precipitado se calcinó a 1.100ºC obteniendo un producto con la composición indicada en la tabla 5.

%	SiO_2	Al_2O_3	Fe_2O_3	MnO	MgO	CaO	Na_2O	K_2O	TiO_2	P_2O_5	SO_3	Perdida 1100 ºC
Acidificado con H_2SO_4	0,53	0,01	0,04	0,01	90,57	5,12	1,53	0,04	0,01	0,01	0,67	33,49
Acidificado con HCl	0,61	0,01	0,04	0,01	92,73	2,23	0,55	0,01	0,01	0,01	0,42	32,87

Tabla 5. Composición de la magnesita calcinada (%).

Ejemplo 2

Se describe a continuación el proceso llevado a cabo en una planta piloto con el efluente de una planta desaladora de agua de mar de ósmosis inversa con la composición indicada en la tabla 1.

La primera etapa del proceso consistió en la acidificación hasta pH 3,5 con ácido inorgánico (se necesita 0,36 kg de H_2SO_4 o bien 0,22 kg de HCl para acidificar cada m^3 de efluente). Se realizó una desorción (stripping) con aire para eliminar el CO_2. En este proceso se puso en contacto un flujo en contracorriente de la salmuera acidificada y aire en una columna a través de un material de relleno. El relleno suministra una elevada área superficial para mejorar la transferencia del CO_2 desde la fase líquida a la fase gas. Se introdujo la corriente de salmuera acidificada desde la parte superior de la torre mediante un difusor y se distribuyó de manera uniforme sobre el relleno, mientras la corriente de aire se introduce por la parte inferior. La corriente de salmuera sale de la columna por la parte inferior y la corriente gaseosa por la parte superior. El material de relleno utilizado en este caso estuvo

formado por piezas de plástico (anillos raschig).

La corriente de salmuera acidificada se trasvasó a un lecho tipo filtro de flujo descendente formado por partículas de dolomita calcinada de tamaño de grano de 20 mm. El proceso se desarrolló por gravedad con una velocidad de 50 L/min/m^2 para conseguir un tiempo de residencia óptimo y conseguir aumentar el pH del efluente entre 9,0 y 10,0.

El efluente resultante se transportó al reactor bizona en el que se añadió el reactivo en forma de lechada ajustando el pH en un intervalo entre 11,0 y 11,5.

El sobrenadante del reactor bizona se transportó al floculador bizona con un tiempo de residencia de otros 15 minutos. El fondo del reactor y del floculador se purgan para evitar que se acumulen impurezas en ambos. Un 30% de la corriente de purga del reactor bizona y un 30% del floculador bizona se devuelve al reactor mejorando así el proceso de reacción y el rendimiento de reacción, al incrementar el agotamiento del reactivo. En los experimentos realizados se ha podido comprobar que una recirculación superior provoca un incremento de las impurezas del producto. Por otra parte una recirculación inferior, produce una disminución en la cantidad de producto al disminuir el rendimiento de la reacción. El sobrenadante del floculador se llevó a un decantador, la corriente decantada se condujo a un espesador, y el producto espesado se lavó y se filtró obteniendo un sólido compuesto principalmente por $Mg(OH)_2$, con una pureza de este compuesto del 84,9% (acidificación con H_2SO_4) y 88,2% (acidificación con HCl). El precipitado se calcinó a 1.100ºC obteniendo un producto con la composición indicada en la tabla 6.

%	SiO_2	Al_2O_3	Fe_2O_3	MnO	MgO	CaO	Na_2O	K_2O	TiO_2	P_2O_5	SO_3	Pérdida 1100ºC
H_2SO_4	0,62	0,01	0,05	0,01	88,19	8,65	1,53	0,05	0,01	0,01	0,72	33,53
HCl	0,69	0,01	0,05	0,01	90,74	6,54	0,55	0,02	0,01	0,01	0,53	33,48

Tabla 6. Composición de la magnesita calcinada obtenida (%).

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de obtención $Mg(OH)_2$ a partir de efluentes salinos que comprende las etapas de:

a) acidificar un efluente salino con una corriente ácida a un pH comprendido entre 3 y 5 obteniéndose una corriente acidificada;

b) realizar una desorción del dióxido de carbono (CO_2 procedente de los carbonatos) presente en la corriente acidificada obtenida en la etapa a), pasando dicha corriente acidificada a través de un material de relleno;

c) pasar el efluente obtenido en la etapa b) por un lecho de dolomita calcinada hasta alcanzar un pH comprendido entre 9 y 10;

d) precipitar el $Mg(OH)_2$ a partir del efluente obtenido en la etapa c) mediante la adición de una base hasta alcanzar un pH de 11,0 a 11,5;

e) decantar el precipitado de $Mg(OH)_2$ a partir de la solución obtenida en d).

2. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según la reivindicación 1 donde la etapa a) de acidificación se realiza con un ácido inorgánico.

3. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-2 donde en la etapa b) se pone en contacto la corriente acidificada obtenida en la etapa a) con una corriente gaseosa.

4. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según la reivindicación 3 donde la etapa b) de desorción se realiza en una torre donde la corriente acidificada de la etapa a) es introducida por la parte superior de la torre y se distribuye de manera uniforme sobre un material de relleno, y la corriente gaseosa se introduce por la parte inferior de la torre, la corriente acidificada de la etapa a) deja la torre por la parte inferior y la corriente gaseosa cargada de CO_2 por la parte superior.

5. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-4 donde el material de relleno está formado por piezas de plástico.

6. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-5 donde tras la etapa b) de desorción hay una etapa b1) de absorción en la cual se pone en contacto la corriente gaseosa cargada de CO_2 obtenida en b) en contracorriente con una solución alcalina.

7. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según la reivindicación 6 donde la solución alcalina a emplear es una solución de NaOH, para obtener Na_2CO_3.

8. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-7 donde la corriente gaseosa de la etapa b) es aire.

9. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-8 donde el tamaño de partícula de la dolomita calcinada utilizada en el lecho de la etapa c) es mayor de 20 mm.

10. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según reivindicación 9 caracterizada porque el tamaño de partícula se encuentra entre 20 mm y 40 mm.

11. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según reivindicaciones 1-10 donde la etapa d) se lleva a cabo en un reactor bizona seguido de una cámara de floculación bizona.

12. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según reivindicación 11 donde se purga el reactor bizona y la cámara de floculación bizona y se recircula entre el 25% y el 30% de cada purga a la cámara de reacción.

13. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-12, donde previamente a la etapa a) hay una etapa a1) de carbonatación, donde se adiciona en un reactor al efluente salino Na_2CO_3 en exceso.

14. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-12, donde previamente a la etapa a) hay una etapa a1) de carbonatación, donde se adiciona en un reactor al efluente salino NaOH junto a Na_2CO_3, hasta un pH comprendido entre 9 y 10,5.

15. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 1-12, donde previamente a la etapa a) hay una etapa a1) de carbonatación, donde se adiciona en un reactor al efluente salino $Ca(OH)_2$ o CaO, hasta obtener un pH comprendido entre 9 y 10,5 y se adiciona Na_2CO_3.

16. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según reivindicaciones 13-15 donde el Na_2CO_3 utilizado en la etapa a1) proviene del Na_2CO_3 obtenido en la etapa b1) de absorción.

17. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 13-16 donde el

tiempo de retención hidráulico en el reactor está comprendido entre 10 minutos y 30 minutos.

18. Procedimiento de obtención de $Mg(OH)_2$ según las reivindicaciones 13-16 que comprende una etapa a0), de eliminación o reducción del contenido en sulfatos, previa a la etapa a1) donde se adiciona al efluente $Ca(OH)_2$ hasta alcanzar un pH comprendido entre 9,5 y 10,5 y $CaCl_2$ y el efluente obtenido se conduce a la etapa a1).

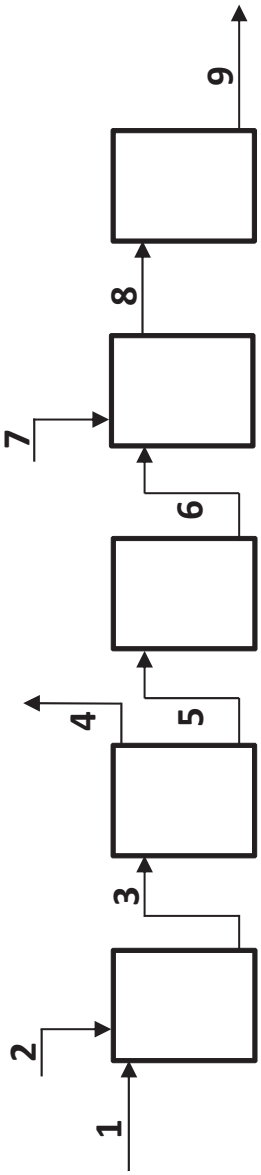

FIG. 1

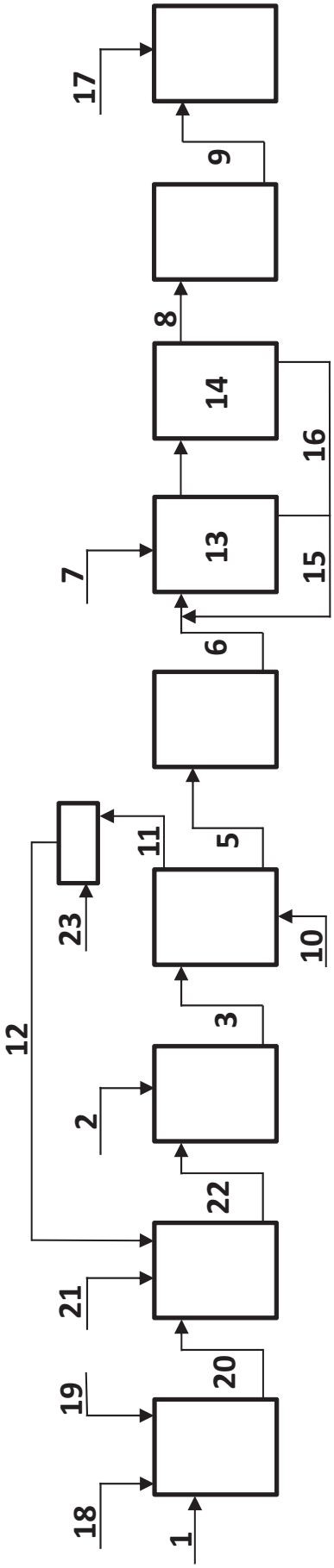

FIG. 2