

MINISTERIO DE INDUSTRIA
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



ESPAÑA

19 ES	11 NUMERO	10 A1 -
21	448299	
22	FECHA DE PRESENTACION	

PATENTE DE INVENCION

30 PRIORIDADES: 31 NUMERO P 25 24 541.4	32 FECHA 3 de junio de 1.975	33 PAIS Alemania.
---	---------------------------------	----------------------

47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL C01F	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
------------------------	--	--------------------------------------

54 TITULO DE LA INVENCION PROCEDIMIENTO PARA LA DESCOMPOSICION TERMICA DEL CLORURO DE ALUMINIO HEXAHIDRATADO.
--

71 SOLICITANTE (S) ALUMINIUM PECHINEY.

DOMICILIO DEL SOLICITANTE 28, rue de Bonnel, 69003 LYON, Francia.
--

72 INVENTOR (ES) Lothar REH, Ludolf PLASS, Hans Werner SCHMIDT, Gnter SCHOENE y Philippe MARCHESSAUX.
--

73 TITULAR (ES)

74 REPRESENTANTE GOMEZ ACE RO.

La presente invención se refiere a un procedimiento para la descomposición térmica del cloruro de aluminio hexahidratado bajo un estado de fluidización fuertemente expandido con una disminución de la concentración de materia sólida desde abajo hacia arriba de un reactor turbulento y una salida de la materia sólida con los gases en la parte superior de este reactor, después de lo cual la materia sólida es separada de los gases y al menos en parte introducida de nuevo en el reactor turbulento; la materia a someter en el procedimiento es previamente deshidratada y parcialmente descompuesta en al menos un intercambiador de presecado calentado por los gases que salen del reactor turbulento e introducida de nuevo en este último; el producto resultante de la reacción es llevado a un intercambiador fluidizado que utiliza un gas que contiene oxígeno como gas de fluidización; al menos una parte del gas recalentado que sale de este intercambiador es introducida en el reactor turbulento como gas secundario por encima del repartidor de gas y el calor necesario para la prosecución de la reacción proviene de la introducción de un combustible en la zona entre el repartidor de gas y la tubuladura de introducción de gas secundario.

Para la descomposición térmica del cloruro de aluminio hexahidratado se conoce un procedimiento denominado "de lecho fluidizado" clásico; en dicho procedimiento, existe una fase densa a menudo denominada "lecho fluidizado" y por encima, una fase de densidad mucho más pequeña constituida por gas y materia en polvo en suspensión diluida en este gas; la densidad varía bruscamente en el límite de estas dos fases (solicitudes de patente alemanas 1,667.195 y 2.261.083). Se conoce también un procedimiento en el que existe un

5. estado fluidizado fuertemente expandido (solicitud de patente alemana 1.767.628); en este procedimiento un estado de fluidización sin capa en el límite superior definido es mantenido empleando una velocidad de gas netamente más elevada que para mantener un lecho fluidizado clásico; el producto sólido sería rápidamente arrastrado por el gas, fuera del reactor, sino se alimentase constantemente.

10. La concentración de producto sólido es menor que en un lecho, pero netamente más elevada que en el espacio que sobremonta este lecho. No existe salto brusco entre la densidad de una fase densa y la de una fase más ligera por encima de esta fase densa, pero en el interior del reactor, la concentración en materia sólida disminuye progresivamente desde abajo hacia arriba.

15. Con el procedimiento de la solicitud de patente alemana 1.767.628, se llega, en particular, a una recuperación muy pulsada del calor contenido en los gases que se escapan y en la materia sólida extraída; resulta por tanto posible obtener una utilización máxima del combustible, es decir un rendimiento calorífico óptimo. La combustión en 20. dos etapas, a saber en primer lugar incompleta con únicamente el gas de fluidización en la región de las densidades elevadas, y a continuación en presencia de gas secundario en cantidad igual o ligeramente superior a la cantidad correspondiente a una combustión completa, excluye sobrecalentamientos locales 25. de la masa fluidizada. Se puede obtener una temperatura muy constante y regularla con precisión.

30. A pesar de sus grandes ventajas, este procedimiento conocido presenta un inconveniente durante su empleo para la descomposición del cloruro de aluminio hexahidra-

tado. Por razones técnicas ligadas a la reacción, por ejemplo a causa de los intercambios de fase o cuando se intenta una gran pureza de la alumina producida, es necesario que el tiempo de estancia mínimo del óxido de aluminio en el sistema reaccional sea elevado. Ciertamente, en este procedimiento conocido, se puede obtener este resultado aumentando la altura del horno de tratamiento, pero se aumenta también la pérdida de carga a través del medio fluidizado y, por este motivo, el consumo de energía.

5.

10.

Para obtener una elevación del tiempo medio de estancia, se dispone únicamente de dos medios: o bien, a densidad constante de la suspensión en el reactor fluidizado, disminuir la producción (con la misma pérdida de carga), o bien a producción constante, aumentar la densidad de la suspensión, lo que se liga a un gran aumento de la pérdida de carga y de la recirculación de materia sólida ampliamente superiores a las cantidades técnicamente necesarias.

15.

20.

La finalidad de la presente invención es, conservando las ventajas del procedimiento que acaba de describirse, eliminar los inconvenientes señalados anteriormente, es decir obtener un tiempo de estancia medio elevado sin estar obligado a aceptar al mismo tiempo un gasto suplementario de la energía.

25.

30.

Esta finalidad se logra, según la presente invención, poniendo en práctica el procedimiento descrito anteriormente de tal forma que la materia sólida separada del gas sea introducida en un reactor de estancia fluidizada con una pequeña velocidad de gases, una corriente parcial de materia sólida, sea reciclada en continuo en cantidad controlada en el reactor fluidizado a continuación designado por reactor

turbulento para establecer así una densidad de suspensión determinada y el resto de la materia sólida sea llevado a un refrigerador fluidizado después de un tiempo de estancia suficientemente largo en el sistema.

5. Según la invención, la parte central de una instalación de puesta en práctica del procedimiento consiste esencialmente en un reactor turbulento y un reactor de estancia. Las fases individuales de la reacción total son distribuidas entre los dos reactores conforme a las necesidades técnicas de la reacción. La parte principal de las necesidades caloríficas precisas para la descomposición es procurada en el reactor turbulento. La obtención de la calidad final del producto que exige un tiempo relativamente mayor por ejemplo a causa de los intercambios de fase o de los procedimientos de difusión y que solo tiene necesidad de una pequeña aportación de calor, se produce a continuación merced a una estancia prolongada en el reactor de estancia.

10. Partículas de 20 a 300 μ por ejemplo, que corresponden a un grosor medio de partículas de 50 μ , son rápidamente recalentadas y, a causa de su gran superficie específica, reaccionan rápidamente de forma que en la mayoría de los casos el 90% de la reacción total se ha producido ya durante el primer paso a través del reactor turbulento. La reacción se concluye a continuación eficazmente en el reactor de estancia agenciando tanto el producto como la instalación.

15. El procedimiento según la invención reúne la posibilidad de un desarrollo intensivo de calor en el reactor turbulento y las ventajas de una combustión flexible, a un valor próximo de la estequiometría porque se realiza en dos etapas. Los inconvenientes que resultan de las exigencias

de tiempo de estancia evocadas más arriba, son evitados por interrupción de materias sólidas separadas de los gases en el reactor de estancia, de ahí que se recicle tanta materia sólida como sea necesaria para regular la densidad de la suspensión en el reactor turbulento e, igualmente, para evitar diferencias de temperatura en el conjunto del sistema reactor turbulento-reactor de estancia.

Preferentemente, se eligen las condiciones de funcionamiento en el reactor turbulento y la extracción de materia sólida fuera del reactor de estancia teniendo en cuenta la cantidad de cloruro nuevamente introducida, de tal modo que la densidad media de la suspensión tenga, en la zona situada entre el repartidor de gas y la introducción de gas secundario, un valor comprendido entre 20 y 300 kg/m³ y en la zona por encima de la tubuladura de introducción de gas secundario un valor comprendido entre 1 y 20 kg/m³.

A las condiciones indicadas más arriba, el reactor turbulento presenta una pérdida de carga de 250 a 900 mm de agua aproximadamente.

De la definición de las condiciones de marcha para el reactor turbulento, resulta, para los números característicos de Froude y de Arquímedes, los límites siguientes:

$$0,1 < \frac{3}{4} \cdot Fr^2 \cdot \frac{P_g}{P_k - P_g} < 10$$

y/o $0,1 < Ar < 100$

de donde $Ar = \frac{d^3 \cdot K \cdot g \cdot (P_k - P_g)}{P_g \cdot v^2}$

cuyos simbolos representan:

Fr, número de Froude

Ar, número de Arquímedes

ρ_g , densidad de los gases en kg/m^3

g, constante de la gravitación en m/sec^2

ρ_k , densidad de la partícula sólida en kg/m^3

5. d_k , diámetro de la partícula esférica en m

v, viscosidad cinemática en m^2/sec

La densidad de suspensión en el reactor de estancia es, por el contrario, netamente más elevada y ello,

10. en razón de la poca velocidad del gas de fluidización, que debe únicamente en lo esencial, asegurar una agitación (homogeneización) de la materia sólida. Para utilizar de lleno el reactor de estancia, la densidad de suspensión debería ser superior a 600 kg/m^3 .

En lo que respecta a los números de Froude y de Arquímedes, se deduce que:

15. - el campo del número de Arquímedes es el mismo que para el reactor turbulento,

- y el número de Froude satisface:

20.
$$\frac{3}{4} \cdot Fr^2 \cdot \frac{\rho_g}{\rho_k - \rho_g} < 5 \cdot 10^{-3}$$

Las dimensiones relativas del reactor turbulento y del reactor de estancia son determinadas en lo

25. esencial por el tiempo medio de estancia necesario para la obtención de un producto de calidad determinada. En general, resulta ventajoso tomar como regla un tiempo medio de estancia de las materias sólidas en el reactor turbulento comprendido entre 10 y 30 minutos y tomar un tiempo de 2 a 10 veces mayor en el reactor de estancia.

30. En la definición del tiempo medio de estancia en el reactor turbulento, se tiene en cuenta también el

caudal de materia sólida reciclado a partir del reactor de estancia y se puede calcularlo a partir de la suma de las densidades medias de suspensión en los dos reactores referida al caudal de producto horario.

5. La elección de los caudales de gas de fluidización y de gas secundario, pero sobre todo la repartición de las dos corrientes gaseosas y el nivel de introducción del gas secundario, dan posibilidades suplementarias de regulación.

10. En otra variante de la invención, el gas secundario es introducido a un nivel que se situa entre el $1/10$ y el $1/3$ de la altura total del reactor turbulento. La relación de la cantidad de gas secundario introducida en el reactor turbulento a la del gas de fluidización está juiciosamente comprendida entre 10 y 1.

15. Sí, para la regulación de la densidad de suspensión necesaria en el reactor turbulento, se pone de manifiesto la necesidad de limitar a un pequeño valor el reciclado del producto a partir del reactor de estancia deseando a la vez sin embargo conservar un tiempo total de estancia relativamente largo, es prudente el recalentar el producto en el reactor de estancia mediante inyección directa de combustible. El reciclado no sirve para compensar las pérdidas térmicas del reactor de estancia, por ejemplo por radiación, sino únicamente para permitir una regulación más precisa.

20. En el caso de un producto de partida particularmente húmedo, se puede tener ventaja, para regular la temperatura de los gases que salen, e introducir la materia en el reactor turbulento en parte directamente y en parte indirectamente después del recalentamiento por la corriente del

gas que sale. Mediante una repartición apropiada, se puede, por ejemplo, regular una temperatura ventajosa en los dispositivos de depuración del gas que sale y evitar descender por debajo del punto de rocío.

5. Para obtener un rendimiento térmico pulsado, según otra variante ventajosa de la invención, se enfría la corriente de las partículas sólidas que salen en un intercambiador fluidizado que comprende varias cámaras recorridas en serie. Este intercambiador puede, además, estar equipado de elementos que se sumergen en las cámaras, en las que puede circular gas de fluidización que es así recalentado antes de ser introducido en el reactor turbulento y/o el reactor de estancia.
- 10.

15. Las cantidades de gas enviadas a los reactores se eligen juiciosamente de tal forma que exista en el reactor turbulento una velocidad de gas comprendida entre 3 y 15 m/sec, preferentemente entre 4 y 10 m/sec, y en el reactor de estancia velocidades comprendidas entre 0,1 y 0,3 m/sec, siendo referidas estas velocidades, cada vez al reactor vacío, en las condiciones normales de temperatura y de presión.
- 20.

Las temperaturas de trabajo pueden ser elegidas en un intervalo muy amplio, y se tiene principalmente en cuenta la calidad del producto a obtener. Pueden variar entre 650 y 1050°C, aproximadamente.

25. Como gas de fluidización y gas secundario, que contienen en cada caso oxígeno, se puede emplear aire. Para obtener en los gases que salen una gran concentración en ácido clorhídrico, es ventajoso el emplear como gas de fluidización y gas secundario, gases ricos en oxígeno, preferentemente con proporciones de oxígeno de hasta el 70% en volumen.
- 30.

Los gases que abandonan el intercambiador de presecado son, antes de la absorción del HCl que contienen, cuidadosamente desprovistos de las materias sólidas arrastradas, por ejemplo por medio de un electrofiltro o de un lavador por efecto venturi. Pero el producto sólido separado o lo que es separado en el lavador puede ser introducido de nuevo en el reactor turbulento.

La invención es a continuación contada con más detalle con ayuda de las figuras anexas, en las que:

La figura 1 es una representación esquemática de la parte que constituye el meollo del procedimiento y que comprende un reactor turbulento y un reactor de estancia.

La figura 2 es un esquema de una puesta en práctica recomendada del procedimiento.

Según la figura 1, se introduce en el reactor turbulento 1 el gas de fluidización por 2 y la materia precalentada por 3. La introducción del gas secundario se realiza por 4 y la del combustible por 5. La materia sólida y los gases calientes que salen del reactor 1 son separados en la parte superior del reactor de estancia 6; la materia sólida desciende hacia la parte inferior de este reactor, debilmente fluidizada por gas llevado por 7. El retorno controlado de materia sólida en el reactor 1 se realiza por el conducto 8; el producto acabado sale por el dispositivo de extracción 9. Un conducto 10 permite introducir combustible con vistas a un eventual calentamiento suplementario del reactor de estancia 6.

En el esquema de la figura 2, el cloruro de aluminio hidratado húmedo, contenido en una tolva de alimentación 11 es tomado por una banda dosificadora 12, pasa por

5. un canalón de distribución regulable 13 y después por el dispositivo de entrada 14, por último es introducido en un intercambiador de presecado 15, por ejemplo un secador por efecto venturi donde es arrastrado y calentado por los gases que salen del reactor turbulento 1.

Como consecuencia del calor llevado por los gases que salen, el licor clorhídrico de impregnación se evapora y el cloruro se descompone en parte.

10. El cloruro presecado y en parte descompuesto es arrastrado por los gases que salen del intercambiador de presecado 15 y es separado en al menos un ciclón de eliminación de materia en polvo 19. El desempolvado de los gases es concluido en un aparato apropiado 20 por ejemplo un electrofiltro. El gas desprovisto de materia en polvo abandona la instalación a la salida de éste último; se dirige hacia un dispositivo de absorción no representado.

15. Para evitar, en caso de avería, sobrecalentamiento del sistema de evacuación de los gases, pueden inyectarse agua o una solución de ácido clorhídrico automáticamente por 21 y 22 en el secador previo 15.

20. La materia sólida separada en el ciclón de eliminación de materia en polvo 19 es llevada por el conducto 23 al reactor turbulento 1. La materia sólida recuperada en el electrofiltro 20 es recogida e igualmente llevada por el conducto de retorno 23.

25. El producto presecado y ya en parte descompuesto se introduce en el reactor turbulento 1. La cantidad de calor necesaria para la conclusión de la descomposición del cloruro y de la calcinación de la alúmina formada, es procurada por 5 por medio de inyectores no representados que introducen

directamente el combustible en el medio fluidizado. Como combustible, se puede utilizar un combustible líquido tal como fuel o un gas combustible.

5.
5. Los gases de combustión y de fluidización necesarios para el funcionamiento del reactor turbulento son llevados en parte a título de gas de fluidización por 2 por debajo del repartidor de gases 33 y en parte como gas secundario por 4 por encima de este mismo repartidor de gases.

10.
10. La materia arrastrada por la corriente caliente de los gases que resultan de la combustión, es separada de estos gases en la parte superior del reactor de estancia 5 y llega a continuación a la zona inferior de este último. Para la fluidización en esta zona, se utiliza una cantidad lo más pequeña posible de gas de fluidización introducida por 7. Si es necesario, se puede añadir como suplemento una pequeña cantidad de combustible por 10 por encima del repartidor de gas 34. En virtud del largo tiempo de estancia a elevada temperatura y de la pequeñísima fluidización en el reactor de estancia 6, se consigue que:

20.
20. - por un largo tiempo de estancia total, se produzca óxido de aluminio con pequeñísima proporción residual en cloro y,

25.
25. - solo la cantidad de materia sólida necesaria para el mantenimiento del estado de fluidización deseado en la parte inferior del reactor 1, sea reciclada.

Los gases calientes que proceden del reactor turbulento 1 por mediación del reactor de estancia 6, son dirigidos hacia el intercambiador de presecado 15 donde cumplen la función descrita anteriormente.

30.
30. Para evitar una corrosión por ácido clorhi-

5. drico condensado, se vigila, mediante una elección apropiada del revestimiento de la instalación así como de la temperatura en el secador previo 15 y el conjunto del sistema de evacuación de los gases, que las temperaturas de las paredes de los aparatos se encuentren por encima de 200 °C.

10. Del reactor 6 por el conducto 8, una parte de la materia sólida es llevada al reactor 1 y una parte es extraída por el dispositivo dosificador 9. La parte extraída se dirige hacia un intercambiador 30 que es fluidizado con gases que contienen oxígeno llevado por el conducto 32. En el caso en que una parte de los productos sea arrastrada por los gases recalentados, estos son separados en el ciclón 31 e introducidos de nuevo en el intercambiador por la tubería 35. El gas recalentado es llevado por el conducto 4 como gas secundario en el reactor turbulento 1.

15. Si se busca una temperatura de salida más baja para el sólido, éste puede pasar a un segundo intercambiador 24.

20. Para regular la temperatura en el reactor turbulento 1, se puede introducir allí una porción muy variable del cloruro mediante una regulación apropiada del repartidor 13 que permite introducir una parte del producto de partida en el reactor 1 por el dispositivo de alimentación directa 16.

25. Como consecuencia del buen mezclado y del intercambio intensivo de calor entre materia sólida y gas de combustión, se establece en el conjunto del sistema formado por el reactor 1 y el reactor 6 una temperatura de calcinación homogénea. Como consecuencia de la repartición del caudal de los gases, se establece en la zona entre el repartidor de

30.

gas y la entrada de gas secundario en el reactor 1 una zona turbulenta de gran concentración de materia sólida. En la parte superior del reactor, la concentración de materia sólida disminuye, de tal modo que suspensión que entra en el reactor de estancia 5 posea una densidad relativamente débil.

Ejemplo:

Se dispone de una instalación que comprende:

- un reactor 1 que tenía un diámetro interior de 1,3 metros y una altura interior de 10 m.

- un reactor de estancia 6 cuya zona inferior hasta el conducto de retorno 8 tenía un diámetro interior de 0,8 m y una altura interior de 2 m.

- un refrigerador de producto acabado constituido por dos cámaras 30 y 24 en serie.

El conducto 4 por introducción del gas secundario en el reactor 1 se encontraba a una altura de 2m; el conducto 5 para la introducción del combustible se encontraba a una altura de 0,30 metros por encima del repartidor de gas 33.

La tolva de alimentación 11 proporcionaba por hora 4,7 t de cloruro hexahidratado húmedo sobre la banda dosificadora 12, por el canalón de repartición 13. Las partículas de este cloruro tenían un diámetro medio de 150 μ , teniendo el 50% de ellas un diámetro superior y el 50% un diámetro inferior. El producto era distribuido de tal forma que aproximadamente el 70% llegara por el dispositivo de alimentación 14 al intercambiador 15 y que el 30% aproximadamente llegará directamente al reactor 1.

En el secador de efecto venturi 15, por

5. mezcla con la corriente de gases caliente a 850°C que salen de la parte superior del reactor 6, la temperatura era de 250°C aproximadamente. A la salida de este secador previo, toda la humedad se había evaporado y el cloruro había sido en parte descompuesto. Prácticamente la totalidad de la materia sólida arrastrada por el gas era separada en el ciclón 19; llegaba por el conducto de reforma 23 al reactor 1. La purificación final de los gases salientes se realizaba por 20. La materia en polvo separada era igualmente llevada al conducto de retorno 23. La temperatura de los gases calientes, que contiene HCl, se encontraba por encima del punto de rocío de HCl.

15. Por debajo del repartidor de gas 33 del reactor 1, se introducía por hora 756 Nm³ de aire frío por 2 para la fluidización. Por el conducto 4 3025 Nm³/h de aire precalentado a 250°C en el intercambiador térmico 30 eran introducidos como aire secundario en el reactor 1 por el conducto 4. La relación de la cantidad de aire secundario a la del aire de fluidización del reactor 1 era de 4.

20. Para cubrir las necesidades en calorías, se introducían 305 kg/h de fuel pesado en el espacio entre el repartidor de gas 33 y el conducto de gas secundario 4. En esta zona, la combustión de fuel era incompleta. Por encima del conducto de gas secundario 4, había combustión completa. Mediante circulación de la materia sólida en el reactor 1 mediante reciclado de la materia sólida procedente del reactor 6 se establecía una temperatura homogénea de 850°C.

30. En la parte superior del reactor 6, las materias sólidas que salen del reactor 1 eran separadas de la corriente de gas, descendían por la parte inferior y formaban

un lecho fluidizado. Por debajo del repartidor de gas del reactor 6, se enviaban $80 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de aire, para mantener la materia en estado de capa fluidizada densa.

Para un tiempo de estancia media de la materia sólida en el sistema total de 2,2 h, aproximadamente, se establecía una repartición en la relación de 0,5 entre las cantidades de materias presentes en el reactor turbulento 1 y el reactor de estancia 6. La pérdida de carga en el reactor 1 era regulada a 400 mm aproximadamente de agua. Las densidades de suspensión eran en la zona entre el repartidor de gas y el conducto de gas secundario 4 de 200 kg/m^3 aproximadamente, en la zona por encima del conducto de gas secundario 4: 10 kg/m^3 y en la parte inferior del reactor de estancia de 650 kg/m^3 aproximadamente.

La producción, a razón de 900 kg/h de Al_2O_3 era extraída del reactor 6, con ayuda del dispositivo de extracción 9 e introducida en el intercambiador térmico 30.

En el intercambiador 30 por fluidización con $3025 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de aire frío, se producía una capa fluidizada no expandida. El aire se recalentaba allí a 250°C y era a continuación dirigido como aire secundario por el conducto 4 hacia el reactor 1. En el intercambiador 24, el óxido era refrigerado a 80°C aproximadamente por el refrigerante 36 que era recorrido por agua de enfriamiento.

Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle, en cuanto no alteren su principio fundamental.

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento para la descomposición
térmica del cloruro de aluminio hexahidratado, en un estado
de fluidización fuertemente expandido, con disminución de la
concentración de materia sólida de abajo hacia arriba de un
5. reactor turbulento y con extracción de las materias sólidas
con los gases en la parte superior de este reactor, siendo a
continuación las materias sólidas separadas de los gases y en
parte recicladas al medio fluidizado, siendo previamente des-
hidratada y parcialmente descompuesta la materia a someter al
10. procedimiento en al menos un intercambiador de presecado ca-
lentado por los gases calientes que salen del horno fluidiza-
do, y después llevada al reactor fluidizado, después de lo
cual el producto que resulta de la reacción es llevado a un
intercambiador fluidizado, que utiliza un gas que contiene
15. oxígeno como gas de fluidización; al menos una parte del gas
recalentado que sale de este intercambiador es llevada al horno
turbulento como gas secundario por encima del repartidor de
gas y el recalentamiento necesario para la ejecución de la
reacción se realiza por llegada de combustible a la zona entre
20. el repartidor de gas y el punto de introducción de gas secunda-
rio, caracterizado porque las materias sólidas separadas del
gas son transportadas a un reactor de estancia a pequeña velo-
cidad de gas, porque una corriente parcial de materia sólida
es enviada, en cantidad controlada, al horno turbulento para
25. la regulación de una densidad determinada de la suspensión en
este horno, y porque el producto resultante de la reacción es
extraído a través de un intercambiador después de un tiempo
de estancia suficientemente largo en los reactores.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1,
30. caracterizado porque en el reactor turbulento, la densidad de

la suspensión es regulada en la zona entre el repartidor de gas y la llegada de gas secundario, a un valor comprendido entre 20 y 300 kg/m³, y en la zona por encima de la introducción de gas secundario a un valor comprendido entre 1 y 20 kg/m³.

3.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 y 2, caracterizado porque la densidad del lecho fluidizado en el reactor de estancia es regulada a aproximadamente 600 kg/m³.

4.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1, 2 y 3, caracterizado porque el tiempo medio de paso de las materias sólidas en el reactor turbulento es regulado entre 10 y 30 minutos.

5.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque el tiempo medio de paso de las materias sólida en el reactor de estancia es regulado entre 2 y 10 veces el tiempo de paso por el reactor turbulento.

6.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque el gas secundario es llevado a un nivel situado entre 10 y 30% de la altura de la parte del reactor turbulento que se extiende por encima del repartidor de gas.

7.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado porque la relación de la cantidad de gas secundario llevado al reactor turbulento a la cantidad de gas de fluidización de este reactor está comprendida entre 10 y 1.

8.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 7, caracterizado porque el reactor de estancia

es calentado.

5. 9.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 8, caracterizado porque la materia a someter al procedimiento se introduce en el reactor turbulento en parte directamente y en parte indirectamente después del intercambio de calor con los gases calientes salientes.

10. 10.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 9, caracterizado porque la materia sólida extraída es enfriada en un intercambiador que comprende varias cámaras en serie.

15. 11.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 10, caracterizado porque como gas de fluidización y/o gas secundario, se emplea gases ricos en oxígeno, preferentemente con proporciones de oxígeno que van hasta el 70% aproximadamente.

20. 12.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 11, caracterizado porque los gases que abandonan el intercambiador de presecado, son purificados en un electrofiltro o en un lavador de efecto venturi y porque las materias sólidas separadas son recicladas.

25. 13.- Procedimiento para la descomposición térmica del cloruro de aluminio hexahidratado, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria e ilustrado en los adjuntos dibujos.

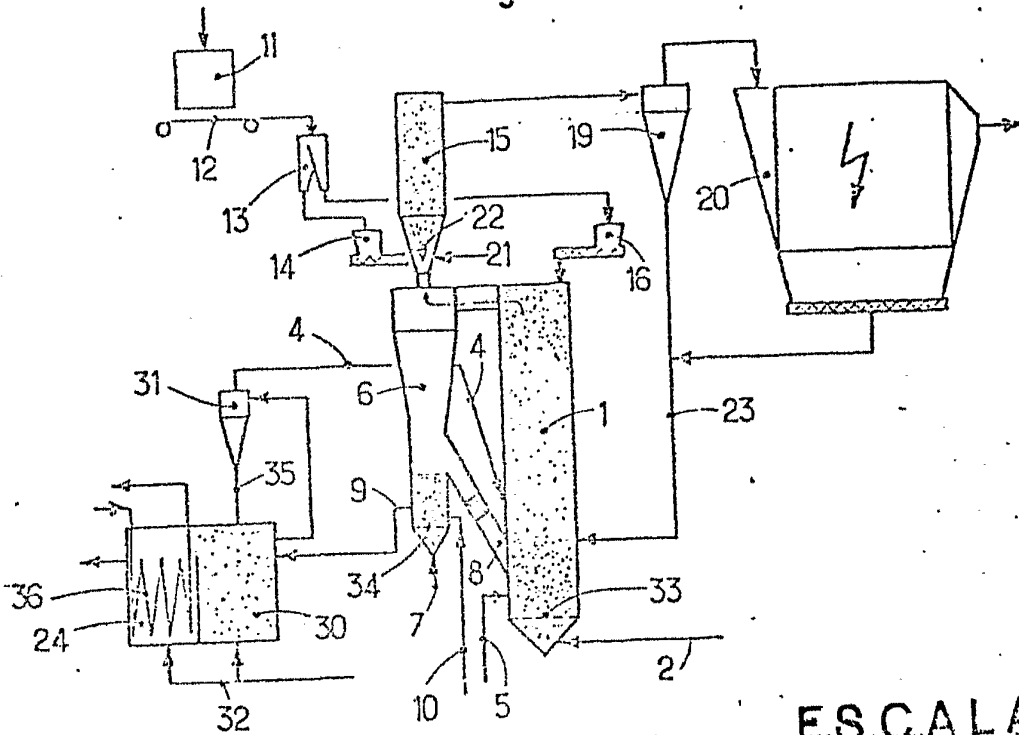
Esta Memoria consta de diecinueve hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 28 MAYO 1976

ALUMINIUM PECHINEY.

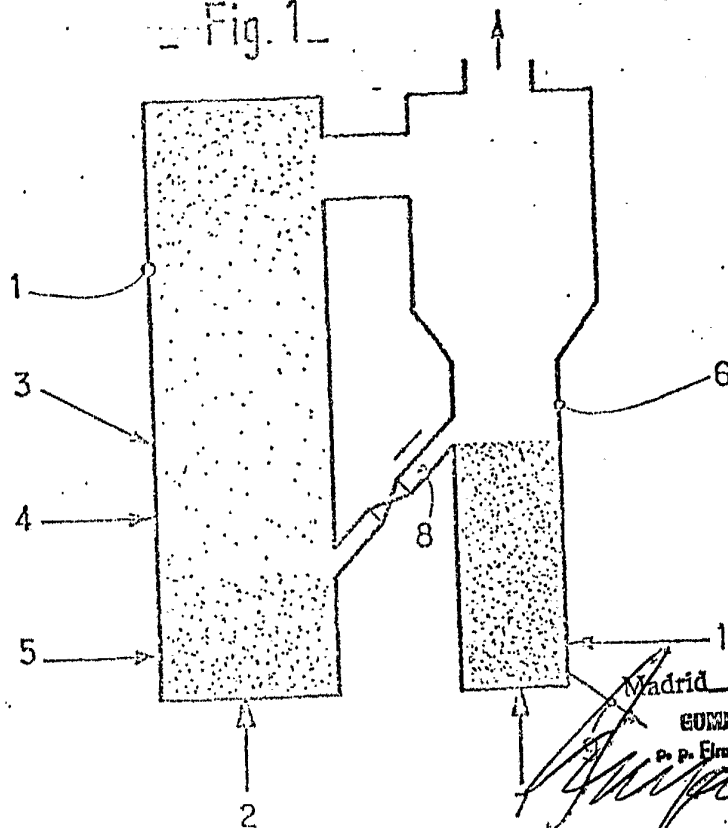
GOMEZ AGUDO Y MUDET
Firmados J. Gasta Fernández

Fig. 2



ESCALA VARIABLE

Fig. 1



1028 MAYO 1976

Madrid

GOMEZ AGUDO Y FIGUEROA

Pro. p. Firmados L. Goñi Fernández