

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 381 358**

51 Int. Cl.:
B01J 8/18

(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **03780093 .5**

96 Fecha de presentación: **01.12.2003**

97 Número de publicación de la solicitud: **1575699**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **21.09.2005**

54 Título: **Procedimiento y aparato para un tratamiento térmico en un lecho fluidizado**

30 Prioridad:
23.12.2002 DE 10260736

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
25.05.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
25.05.2012

73 Titular/es:
**OUTOTEC OYJ
RIIHITONTUNTIE 7
02200 ESPOO, FI**

72 Inventor/es:
**ANASTASIJEVIC, Nikola y
HIRSCH, Martin**

74 Agente/Representante:
Carpintero López, Mario

ES 2 381 358 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento y aparato para un tratamiento térmico en un lecho fluidizado

La presente invención se refiere a un procedimiento para el tratamiento térmico de sólidos de grano fino, en particular para la descomposición térmica de sales, en el cual los sólidos son calentados a una temperatura de 200 a 1400° C en un reactor de lecho fluidizado, y a una planta correspondiente.

Dichos procedimientos y plantas son conocidos, por ejemplo, a partir del documento DE 27 10 978 A1 para la descomposición térmica de sales las cuales básicamente contienen sulfato de hierro para obtener óxido de hierro y dióxido de sulfuro en un lecho fluidizado en circulación de un reactor. En el fondo del reactor un aire primario es suministrado para fluidizar los sólidos, mientras que un aire secundario es introducido de forma adicional dentro de la porción superior del reactor. Entre el aire primario y el aire secundario es introducido en el reactor un combustible por unos conductos de alimentación. De modo preferente, debe siempre, en primer término, llevarse a cabo una combustión incompleta del combustible para producir una atmósfera de reducción dentro del reactor, por medio de lo cual se potencia la descomposición de las sales. En una segunda etapa. El suministro de aire secundario proporciona una combustión completa del combustible. Para fluidizar los sólidos, es sin embargo, necesaria una gran cantidad de aire primario, lo que conduce a una combustión adicional del combustible. Una reducción de la cantidad de aire primario, por otro lado, efectúa una fluidización en último término insuficiente de los sólidos, lo que conduce a una transferencia de calor reducida. Por consiguiente, la cantidad de aire primario puede únicamente ser ajustada dentro de unos límites estrechos. Así mismo, la introducción del aire secundario debe ser diseñada de una forma bastante compleja para conseguir una mezcla suficiente del aire secundario con el combustible.

Un procedimiento similar se conoce a partir del documento DE 24 08 308 C2 para la producción de óxido de magnesio y de dióxido de sulfuro a partir de sulfato de magnesio. Con este fin, el sulfato de magnesio es térmicamente descompuesto durante la combustión de un combustible dentro de un horno de lecho fluidizado.

Así mismo, son en general conocidos unos reactores para el tratamiento térmico de sólidos, cuyo lecho fluidizado se forma ya sea de manera fija o en circulación. Sin embargo, la utilización de la energía conseguida al utilizar un lecho fluidizado fijo necesita mejoras. Esto se debe en particular al hecho de que la transferencia de masa y de calor es más bien moderada debido al grado comparativamente bajo de fluidización. Por otro lado, los lechos fluidizados en circulación presentan unas mejores condiciones de transferencia de masa y de calor debido al grado de fluidización más elevado, pero son restringidos en términos de su tiempo de retención de los sólidos.

El documento EP 0 630 683 A1 divulga un procedimiento y un aparato para el enfriamiento de gas caliente en un reactor. El flujo de gas caliente entra en el reactor mediante un tubo de entrada y las partículas sólidas son transportadas desde un lecho fluidizado que rodea el tubo de entrada a través de un impulsor de flujo ascendente hasta el interior de la sección superior del reactor, donde son separadas y devueltas hasta el interior de la parte externa del lecho fluidizado. El gas enfriado es descargado a través de unas salidas dispuestas en la tapa del reactor.

Descripción de la invención

Por consiguiente, constituye el objetivo de la presente invención mejorar las condiciones de la transferencia de masa y calor y la descomposición de sales durante el tratamiento térmico de los sólidos de grano fino .

De acuerdo con la invención este objetivo se resuelve mediante un procedimiento y una planta que comprende las características distintivas, respectivamente, de las reivindicaciones 1 y 12.

En el procedimiento de la invención, las ventajas de un lecho fluidizado fijo, como por ejemplo un tiempo de retención de los sólidos suficientemente largo, y las ventajas de un lecho fluidizado en circulación, como por ejemplo una transferencia de masa y calor satisfactorias, pueden sorprendentemente ser combinadas entre sí durante el tratamiento térmico, en particular la descomposición térmica de las sales, al tiempo que se evitan las desventajas de ambos sistemas. Al pasar a través de la zona superior del tubo central, el primer gas o la mezcla de gas arrastra los sólidos desde el lecho fluidizado anular fijo, el cual se designa como lecho fluidizado anular, hasta el interior de la cámara de mezcla, de manera que, debido a las altas velocidades de deslizamiento entre los sólidos y el primer gas, se forma una suspensión íntegramente mezclada y se consigue una transferencia de masa y calor óptimas entre las dos fases. Mediante el ajuste correspondiente de la altura del lecho fluidizado anular así como de las velocidades del gas del primer gas o de la mezcla de gas, y del gas fluidizante, la carga de los sólidos de la suspensión por encima de la zona del orificio de la zona central, puede modificarse dentro de los amplios márgenes, de manera que la pérdida de presión del primer gas entre la zona del orificio del tubo central y la salida superior de la cámara de mezcla puede oscilar entre 1 mbar y 100 mbares. En el caso de una carga elevada de sólidos de la suspensión dentro de la cámara de mezcla, una gran parte de los sólidos se separará de la suspensión y caerá de nuevo dentro del lecho fluidizado anular. Esta recirculación es denominada recirculación interna de los sólidos, siendo el flujo de los sólidos que circulan en esta circulación interna normalmente considerablemente mayor que la cantidad de sólidos suministrados al reactor desde fuera. La (menor) cantidad de sólidos no precipitados es descargada de la cámara de mezcla juntamente con el primer gas o la mezcla de gas. El tiempo de retención de los sólidos dentro del reactor puede modificarse dentro de amplios márgenes mediante la selección de la altura y del área en sección transversal del lecho fluidizante anular y adaptarse al tratamiento térmico deseado. Debido a la elevada carga de

sólidos, por un lado, y a la suspensión satisfactoria de los sólidos en el flujo de gas, por el otro, se obtienen unas condiciones excelentes para una transferencia de masa y calor satisfactoria por encima del orificio de la zona central. La cantidad de sólidos arrastrados desde el reactor con el flujo de gas es separada del flujo de gas y completamente o al menos parcialmente recirculada hacia el reactor, siendo convenientemente alimentada la recirculación hasta el interior del lecho fluidizado fijo. El flujo de materias sólidas recirculadas de esta manera hacia el lecho fluidizado anular normalmente se sitúa en el mismo orden de magnitud que el flujo de materia sólida suministrada al reactor desde fuera. Aparte de la excelente utilización de energía, otra ventaja del procedimiento de acuerdo con la invención consiste en la posibilidad de ajustar de manera rápida, fácil y fiable la transferencia de energía del procedimiento y la transferencia de masa a los requerimientos mediante la modificación de las velocidades del flujo del primer gas o de la mezcla del gas y del gas fluidizante. Por consiguiente, la cantidad de gas fluidizante (gas primario) suministrada, puede ser dosificada de tal manera que, por ejemplo, se obtenga una atmósfera de reducción en el lecho fluidizado anular, mientras que tiene lugar una transferencia de calor intensiva dentro de la cámara de mezcla.

Para asegurar una transferencia de calor particularmente eficaz dentro de la cámara de mezcla y un tiempo de retención suficiente dentro del reactor, las velocidades del gas de la primera mezcla del gas y del gas fluidizante se ajustan, de modo preferente, para el lecho fluidizado, de tal manera que el número de Froude de las partículas (Fr_p) adimensional dentro del tubo central es de 1,15 a 20, en particular entre aproximadamente entre 7 y 8, en el lecho fluidizado anular de 0,115 a 1,15, en particular entre aproximadamente de 0,4 y 0,5, y / o dentro de la cámara de mezcla de 0,37 a 3,7, en particular entre aproximadamente de 1,5 y 1,8. El número de Froude de las partículas se define mediante la siguiente ecuación:

$$Fr_p = \frac{u}{\sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} * d_p * g}}$$

con

u = velocidad efectiva del flujo de gas en m / s

ρ_s = densidad de una partícula sólida en kg / m³

ρ_f = densidad efectiva del gas fluidizante en kg / m³

d_p = diámetro medio en m de las partículas de las existencias del reactor (o de las partículas formadas) durante el funcionamiento del reactor

g = constante gravitacional en m / s²

Al utilizar esta ecuación debe considerarse que d_p no indica el diámetro medio (d_{50}) del material utilizado, sino el diámetro medio de las existencias del reactor formadas durante el funcionamiento del reactor, las cuales pueden diferir de manera considerable del diámetro medio del material utilizado (partículas primarias). Incluso partiendo de un material de granos muy finos con un diámetro medio de, por ejemplo, de 3 a 10 μ m, las partículas (partículas secundarias) con un diámetro medio de 20 a 30 μ m, pueden, por ejemplo, formarse durante el tratamiento térmico. Por otro lado, algunos materiales, como por ejemplo minerales, son decrepitados durante el tratamiento térmico.

De acuerdo con un desarrollo de la invención, se propone ajustar la altura del lecho de los sólidos del reactor de tal manera que el lecho fluidizado anular, por ejemplo, al menos parcialmente se extienda más allá del extremo superior del tubo central hasta unos pocos centímetros y, de esta manera, los sólidos son constantemente introducidos dentro del primer gas o de la mezcla de gas y arrastrados por el flujo de gas hasta la cámara de mezcla situada por encima de la zona del orificio del tubo central. De esta manera, se consigue una carga de sólidos particularmente alta de la suspensión por encima de la zona del orificio central.

Por medio del procedimiento de acuerdo con la invención, en particular unos sólidos con contenido en sulfato, como por ejemplo sulfato de hierro o sulfato de magnesio, pueden quedar expuestos a un tratamiento térmico eficaz, obtener óxidos concretos a partir de las sales. Los sólidos pueden ser introducidos en el reactor tras ser precalentado hasta, por ejemplo, aproximadamente 350° C.

La generación de la cantidad de calor necesaria para el funcionamiento del reactor, puede efectuarse de cualquiera manera conocida por el experto para la finalidad indicada, por ejemplo también mediante la combustión interna del combustible del reactor. Resultó ser ventajoso hacer funcionar el reactor a una presión de 0,8 a 10 bares, y particularmente, de modo preferente, a la presión atmosférica. A través del tubo central, puede ser suministrado al reactor gas caliente, por ejemplo aire precalentado hasta aproximadamente de 300 a 500° C. El aire precalentado a de 300 a 500° C puede, así mismo ser suministrado como gas fluidizante. De modo preferente, el combustible es

solo incompletamente quemado dentro del lecho fluidizado anular bajo una atmósfera reductora y solo se quemará completamente dentro de la cámara de mezcla.

5 Corriente arriba del reactor, pueden disponerse una o más etapas de precalentamiento, en las cuales los sólidos sean suspendidos, secados y / o precalentados en una etapa de precalentamiento anterior al tratamiento térmico dentro del reactor, de forma que al menos parte de contenido en humedad de los sólidos pueda ser retirada.

Una utilización del gas de escape obtenido del reactor, rico en dióxido de sulfuro, puede conseguirse cuando se disponga una planta para la producción de ácido sulfúrico corriente abajo del reactor.

10 Una planta de acuerdo con la invención, de acuerdo con lo indicado en la reivindicación 12, comprende un reactor de lecho fluidizado para el tratamiento térmico de los sólidos de grano fino , en particular sales, y presenta un sistema de suministro de gas el cual se forma de tal manera que el gas que fluye a través del sistema de suministro de gas arrastra los sólidos desde un lecho fluidizado anular fijo, el cual al menos parcialmente rodea el sistema de suministro de gas hasta el interior de la cámara de mezcla. De modo preferente, este sistema de suministro de gas se extiende hasta el interior de la cámara de mezcla. Corriente abajo del reactor se dispone una etapa de precalentamiento para retirar al menos parte de la humedad procedente de los sólidos antes de entrar en el reactor.

15 Sin embargo, es, así mismo, posible dejar que el sistema de suministro de gas termine por debajo de la superficie del lecho fluidizado anular. El gas es, a continuación, introducido en el lecho fluidizado anular, por ejemplo a través de unas aberturas laterales, arrastrando los sólidos desde el lecho fluidizado anular e introduciéndolos en la cámara de mezcla debido a su velocidad de flujo.

20 De acuerdo con la invención, el sistema de suministro de gas presenta un tubo central que se extiende hacia arriba sustancialmente en vertical desde la zona inferior del reactor, de modo preferente hasta el interior de la cámara de mezcla, cuyo tubo central está rodeado por una cámara la cual al menos parcialmente se extiende alrededor del tubo central y en la cual se forma el lecho fluidizado anular fijo. El tubo central puede constituir una tobera en su abertura de salida y / o presentar una o más aberturas distribuidas alrededor de la superficie de su carcasa, de manera que, durante el funcionamiento del reactor, los sólidos constantemente se introducen en el tubo central a través de las aberturas y son arrastrados por el primer gas o la mezcla de gas a través del tubo central introduciéndose en la cámara de mezcla. Por supuesto, dos o más tubos centrales con dimensiones y formas diferentes o idénticas pueden, así mismo, disponerse en el reactor. De modo preferente, sin embargo, al menos uno de los tubos centrales está dispuesto aproximadamente en posición central con referencia al área en sección transversal del reactor.

30 De acuerdo con la invención, un separador, un particular un ciclón para separar los sólidos está dispuesto corriente abajo del reactor, presentando el separador un conducto de los sólidos que conduce al lecho fluidizado anular del reactor y / o a una etapa de tratamiento corriente abajo. De acuerdo con la invención el producto acabado puede, así mismo, directamente ser retirado del reactor a través de un conducto para sólidos que sale del lecho fluidizado anular del reactor.

35 Para conseguir una fluidización fiable de los sólidos y la formación de un lecho fluidizado fijo, un distribuidor de gas se dispone dentro de la cámara anular del reactor el cual divide la cámara en un lecho fluidizado superior y una cámara del distribuidor de gas interior, estando la cámara de distribución de gas conectada con un conducto de suministro de gas fluidizante. En lugar de la cámara del distribuidor de gas, puede, así mismo, disponerse un distribuidor de gas compuesto de tubos y / o toberas o de una cámara de ventilación.

40 Para inutilizar el gas de escape obtenido en el reactor, el cual tiene un contenido en dióxido de sulfuro, se dispone una planta para producir ácido sulfúrico corriente abajo del reactor de acuerdo con una forma de realización de la invención.

45 En el lecho fluidizado anular y / o en la cámara de mezcla del reactor, pueden disponerse unos medios para desviar los flujos de sólidos y / o fluido de acuerdo con la invención. Por ejemplo, es posible situar un vertedero, cuyo diámetro se sitúe entre el del tubo central y el de la pared del reactor, dentro del lecho fluidizado anular, de tal manera que el borde superior del vertedero sobresalga más allá del nivel de los sólidos obtenidos durante el funcionamiento, mientras que el borde inferior del vertedero esté dispuesto a una cierta distancia del distribuidor de gas o similar. De esta manera, los sólidos separados de la cámara de mezcla en las inmediaciones de la pared del reactor deben primero pasar por el vertedero por su borde inferior, antes de que puedan ser arrastrados por el flujo de gas del tubo central volviendo al interior de la cámara de mezcla . De esta manera, se fuerza un intercambio de sólidos dentro del lecho fluidizado anular, de manera que se obtiene un tiempo de retención más uniforme de los sólidos dentro del lecho fluidizado anular.

50

55 Pueden adoptarse desarrollos, ventajas y posibles aplicaciones de la invención a partir de la descripción subsecuente de una forma de realización y a partir del dibujo. Todas la características distintivas descritas y / o ilustradas constituyen la materia objeto de la invención *per se* o en cualquier combinación, con independencia de su inclusión en las reivindicaciones o su referencia antecedente.

Breve descripción de los dibujos

La única Figura muestra un diagrama de proceso de un procedimiento y una planta de acuerdo con una forma de realización de la presente invención.

Descripción detallada de las formas de realización preferentes

5 En el procedimiento mostrado en la Fig. 1, el cual está en particular indicado para el tratamiento térmico de una sales con contenido en sulfato o de unos sólidos similares, un sólido es cargado dentro del reactor 1 a través de un conducto de suministro 2. Por ejemplo el reactor cilíndrico 1 presenta un tubo central 3 dispuesto aproximadamente de forma coaxial con su eje geométrico longitudinal, cuyo eje central se extiende hacia arriba desde el fondo del reactor 1 sustancialmente en vertical.

10 En las inmediaciones del fondo del reactor 1, se dispone una cámara 4 de un distribuidor de gas anular, la cual se termina en la parte superior mediante un distribuidor de gas 5 que presenta unas aberturas de paso. Un conducto de suministro 6 desemboca en la cámara 4 de distribuidor de gas.

En la zona verticalmente superior del reactor 1, la cual forma una cámara de mezcla 7, está dispuesto un conducto de descarga 8, la cual comunica con un separador 9 que constituye un ciclón.

15 Cuando los sólidos son ahora introducidos en el reactor 1 a través del conducto de suministro 2, se forma una capa que rodea anularmente el tubo central 3 sobre el distribuidor de gas 5, capa que se designa como lecho fluidizado anular 10. El gas fluidizante introducido en la cámara 4 del distribuidor de gas a través del conducto de suministro 6 fluye a través del conducto de gas 5 y fluidiza el lecho fluidizado anular 10, para que se forme un lecho fluidizado fijo. La velocidad de los gases suministrados al reactor 1 se ajusta de tal manera que el número de Froude de las partículas dentro del lecho fluidizado anular 10 es de aproximadamente de 0,4 a 0,5.

Debido al suministro de más sólidos dentro del lecho fluidizado 10, el nivel de los sólidos en el reactor 1 se eleva hasta tal punto que los sólidos se introducen en el orificio del tubo central 3. A través del tubo central 3 el aire calentado es al mismo tiempo introducido en el reactor 1. La velocidad del gas suministrado al reactor 1 se ajusta, de modo preferente, de tal manera que el número de Froude de las partículas en el tubo central 3 sea de aproximadamente de 7 a 8 y en la cámara de mezcla de aproximadamente de 1,5 a 1,8. Debido a estas elevadas velocidades del gas, el gas que fluye a través del tubo central 3 arrastra los sólidos desde el lecho fluidizado anular fijo 10 introduciéndolos en la cámara de mezcla 7 al pasar a través de las zonas de orificio superior.

25 Dado que el nivel del lecho fluidizado 10 se eleva por encima del borde superior del tubo central 3, los sólidos fluyen por encima de este borde hasta el interior del tubo central 3, por medio de lo cual se forma una suspensión intensamente mezclada. El borde superior del tubo central 3 puede ser recto, ondulado o presentar algún otro tipo de configuración, por ejemplo tener una forma serrada. Así mismo, puede incorporar unas aberturas de entrada laterales en la zona de la carcasa. Como resultado de la reducción de la velocidad del flujo debida a la expansión del chorro de gas tras la salida del tubo central y / o mediante la incidencia sobre una de las paredes del reactor, los sólidos arrastrados pierden rápidamente velocidad y parcialmente retroceden hasta el interior del lecho fluidizado anular 10. La cantidad de sólidos no precipitados es descargada del reactor 1 junto con el flujo de gas a través del conducto 8. Entre las zonas de reactor del lecho fluidizado anular fijo 10 y la cámara de mezcla 7 se obtiene una circulación de sólidos, por medio de la cual se asegura una transferencia de calor satisfactoria. Antes de su ulterior tratamiento, los sólidos descargados a través del conducto 8 son separados de los gases o de las mezclas de gas en el ciclón 9.

30 En el procedimiento mostrado en la Figura, la sal precalentada de grano fino con un tamaño de grano de menos de 3 mm es por ejemplo cargada en el reactor 1 por medio de un transportador de arrastre por tornillo sin fin y fluidizada por el aire precalentado (aire primario) en el lecho fluidizado 10. A mismo tiempo, por ejemplo un combustible gaseoso junto con el aire primario o un sólido o un combustible líquido es introducido en el lecho fluidizado 10 a través de un conducto de suministro separado 11. Dentro del lecho fluidizado anular, el combustible es quemado de manera incompleta bajo condiciones de reducción. La cantidad de aire primario suministrada para la fluidización puede variar dentro de amplios márgenes, de forma que, por ejemplo, se obtenga una atmósfera de reducción energética dentro del lecho fluidizado anular 10, lo cual potencia una descomposición de las sales. Una gran parte de la transferencia de calor tiene lugar dentro de la cámara de mezcla 7 y, por consiguiente, no está excesivamente influenciada por la modificación del suministro de gas fluidizante dentro del lecho fluidizado anular 10. La reducción de la cantidad de aire primario suministrada de forma adicional impide un enfriamiento excesivo de los sólidos, de forma que dichos sólidos permanecen más calientes.

35 A través del tubo central 3, es suministrado aire precalentado (aire secundario) al reactor 1, para que resulte posible una mezcla intensiva de los sólidos prequemados con el aire secundario dentro de la cámara de mezcla. Bajo estas condiciones oxidizantes, se consigue una quema de combustible sustancialmente completa dentro de la cámara de mezcla 7, teniendo lugar al mismo tiempo una transferencia de calor intensiva. A través del tubo central 3, puede ser suministrado un combustible adicional, para que la entrada de energía en el reactor 1 pueda ser controlada sin cambiar las condiciones de reducción del lecho fluidizado anular 10. Desde el punto de vista

estructural, la introducción de aire secundario a través del tubo central 3 se lleva a cabo de una manera simple, para que puedan reducirse los costes de fabricación del reactor 1.

5 La cantidad de sólidos los cuales, debido a las altas velocidades del gas que fluye a través del tubo central 3, son arrastrados al pasar a través de dicho tubo y son descargados a través del conducto 8 al interior del ciclón 9, pueden, o bien ser dosificados y recirculados hasta el lecho fluidizado anular 10 a través del conducto 12 para controlar la altura del lecho de los sólidos del reactor 1, o bien ser suministrados a un tratamiento posterior junto con el flujo de sólidos retirado del lecho fluidizado anular 10 a través del conducto 13.

10 El gas de escape del ciclón 9 corriente abajo del reactor 1 puede ser suministrado a una planta no ilustrada para producir ácido sulfúrico a través de un conducto 14. De esta manera, el dióxido de sulfuro contenido en el gas de escape puede ser utilizado.

15 Mediante la modificación del suministro de aire a través del conducto 6 (aire primario) y de la cantidad de combustible existente en el lecho fluidizado 10, nitruros y cloruros pueden, así mismo, de manera específica descomponerse bajo condiciones tanto de reducción como de oxidación mediante el suministro de combustible no hacia el lecho fluidizado anular 10, si no, en primer término, hacia la cámara de mezcla 7. Así mismo, es posible una descomposición de otros sulfatos, como por ejemplo sulfato de magnesio, un producto de desecho de producción de fluidizante.

A continuación, se expondrá la invención con referencia a dos ejemplos demostrativos de la invención, pero sin que restrinjan la invención.

Ejemplo 1 (Descomposición térmica de sulfato de hierro)

20 En una planta de acuerdo con la Figura, fueron introducidos 240 kg / h de sulfato de hierro precalentado a una temperatura de 350° C a través de un conducto 2 dentro del lecho fluidizado anular del reactor 1. Al mismo tiempo, fue introducida una mezcla de 20 Nm³ / h de aire precalentado con una temperatura de 350° C y 17 kg / h de combustible (40000 kJ / kg) dentro de la cámara 4 del distribuidor de gas a través del conducto 6 y quemada en el lecho fluidizado anular 10 bajo una atmósfera de reducción.

25 A través del tubo central 3, fueron introducidos 180 Nm³ / h de aire precalentado a una temperatura de 350° C dentro del reactor 1, los cuales se mezclaron con los sólidos procedentes del lecho fluidizado anular 10, el combustible incompletamente quemado y el aire primario. Dentro de la cámara de mezcla 7, el combustible fue entonces completamente quemado. Se obtuvieron 310 Nm³ / h de gas de escape con una temperatura de 950° C y un contenido en dióxido de sulfuro de un 9,5%, el cual fue descargado del reactor 1 a través del conducto 8. De esta manera, podrían ser retirados 120 kg / h de óxido de hierro del lecho fluidizado anular 10 a través del conducto 13.

Ejemplo 2 (Descomposición térmica de sulfato de magnesio)

35 A través del conducto 2, fueron cargados 2,39 t / h de sulfato de magnesio anhidrido precalentado a una temperatura de 350° C dentro del lecho fluidizado anular 10 del reactor, donde los sólidos fueron fluidizados con 200 Nm³ / h de aire precalentado a una temperatura de 5400° C a través de la cámara 4 del distribuidor de gas. Así mismo, 450 kg / h (40000 kJ / kg) de combustible fueron introducidos en el reactor a través de la cámara del distribuidor de gas. El combustible fue quemado de forma incompleta en el lecho fluidizado anular 10 bajo una atmósfera de reducción.

40 A través del tubo central 3, fueron al mismo tiempo suministrados 3800 Nm³ / h de aire precalentado a una temperatura de 400° C al reactor 1, aire que fue mezclado con los sólidos del lecho fluidizado anular 10, el combustible quemado de manera incompleta y el aire primario suministrado a través del conducto 6. En la cámara de mezcla 7, el combustible fue entonces quemado completamente, de forma que se obtuvieron 4500 Nm³ / h de gas de escape con una temperatura de 1130° C y un contenido en dióxido de sulfuro de un 10,5% el cual, fue descargado del reactor 1 a través del conducto 8. Al mismo tiempo, podrían retirarse 1,07 t / h del lecho fluidizado anular 10 a través del conducto 13.

45 **Lista de referencias numerales**

- 1 reactor
- 2 conducto de suministro
- 3 tubo central
- 4 cámara del distribuidor de gas
- 5 distribuidor del gas
- 6 conducto del suministro

- 7 cámara de mezcla
- 8 conducto
- 9 separador
- 10 lecho fluidizado anular
- 11 combustible
- 12 conducto de retorno de sólidos
- 13 conducto de sólidos
- 14 conducto de gas de escape

REIVINDICACIONES

- 1.- Un procedimiento para el tratamiento térmico de sólidos de grano fino, en particular para la descomposición térmica de sales, en el cual los sólidos son calentados a una temperatura de 200 a 1400° C dentro de un reactor (1) de lecho fluidizado, **caracterizado porque** un primer gas o una mezcla de gas es introducido por debajo a través, de modo preferente, de un tubo (3) de suministro de gas hasta el interior de una cámara de mezcla (7) del reactor 1, estando el tubo (3) de suministro de gas al menos parcialmente rodeado por un lecho fluidizado anular fijo (10) el cual es fluidizado mediante el suministro de gas fluidizante, y porque las velocidades del gas del primer gas o de la mezcla de gas y del gas fluidizante para el lecho fluidizado anular (10) se ajustan de manera que el número de Froude de las partículas del tubo (3) de suministro de gas oscile entre 1 y 100, en el lecho fluidizado anular (10) entre 0,02 y 2, y en la cámara de mezcla (7) entre 0,3 y 30.
- 2.- El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado porque** el número de Froude de las partículas en el tubo (3) de suministro de gas oscila entre 1,15 y 20, en particular entre aproximadamente 7 y 8
- 3.- El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1 o 2, **caracterizado porque** el número de Froude de las partículas en el lecho fluidizado anular (10) oscila entre 0,115 y 1,15, en particular entre aproximadamente 0,4 y 0,5.
- 4.- El procedimiento de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, **caracterizado porque** el número de Froude de las partículas en la cámara de mezcla (7) oscila entre 0,37 y 3,7, en particular entre aproximadamente 1,5 y 1,8.
- 5.- El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado porque** la altura del lecho de los sólidos existentes en el reactor (1) se ajusta de manera que el lecho fluidizado anular (10) se extienda más allá del extremo del orificio superior del tubo (3) de suministro de gas, y porque los sólidos son constantemente introducidos en el primer gas o en la mezcla de gas y son arrastrados por el flujo de gas hasta la cámara de mezcla (7) situada por encima de la zona del orificio del tubo (3) de suministro de gas.
- 6.- El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado porque** los sólidos con contenido en sulfatos, como por ejemplo sulfato de hierro o sulfato de magnesio, precalentados, a aproximadamente 350° C, son suministrados como material de partida.
- 7.- El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado porque** el aire precalentado con una temperatura de aproximadamente de 300 a 500° C es suministrado al reactor (1) a través del tubo (3) de suministro de gas.
- 8.- El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado porque** el aire precalentado a una temperatura de aproximadamente de 300 a 500° C es suministrado al reactor (1) como gas fluidizante.
- 9.- El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado porque** un combustible es introducido en el lecho fluidizado (10) y / o en la cámara de mezcla (7) del reactor (1) y porque la presión en el reactor (1) oscila entre 0,8 y 10 bares.
- 10.- El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 9, **caracterizado porque** el combustible es quemado de forma incompleta bajo una atmósfera reductora en el lecho fluidizado anular (10) y se quema completamente en la cámara de mezcla (7).
- 11.- El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado porque** el gas de escape del tratamiento térmico en el reactor (1) es suministrado a una planta corriente abajo para producir ácido sulfúrico.
- 12.- Una planta para el tratamiento térmico de sólidos de grano fino de acuerdo con un procedimiento tal y como se reivindica en cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, que comprende un reactor (1) que constituye un reactor de lecho fluidizado para el tratamiento térmico, **caracterizada porque** el reactor (1) presenta un sistema de suministro de gas el cual se forma de tal manera que el gas que fluye a través del sistema de fluido de gas arrastra los fluidos procedentes del lecho fluidizado anular fijo (10), el cual al menos parcialmente rodea el sistema de suministro de gas, hasta el interior de la cámara de mezcla (7), porque corriente arriba del reactor se dispone una etapa de precalentamiento para retirar al menos parte del contenido en humedad de los sólidos, porque un separador (9) para separar los sólidos se dispone corriente abajo del reactor (1), y porque el separador (9) presenta un conducto (12) de sólidos que conduce al lecho fluidizado anular (10) del reactor (1) y un conducto (13) para sólidos que conduce a una etapa de tratamiento corriente abajo.
- 13.- La planta de acuerdo con la reivindicación 12, **caracterizada porque** el sistema de suministro de gas presenta un tubo (3) de suministro de gas, el cual se extiende hacia arriba sustancialmente en vertical desde la zona inferior del reactor (1) hasta el interior de la cámara de mezcla (7) del reactor (1), estando el tubo (3) de suministro de gas rodeado por una cámara la cual al menos parcialmente se extiende alrededor del suministro de gas y dentro de la cual se forma un lecho fluidizado anular fijo (10).

14.- La planta de acuerdo con las reivindicaciones 12 o 13, **caracterizada porque** el tubo (3) de suministro de gas está dispuesto aproximadamente en posición central con referencia al área en sección transversal del reactor (1).

5 15.- La planta de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 12 a 14, **caracterizada porque** en la cámara anular del reactor (1) se dispone un distribuidor de gas (5), el cual divide la cámara en un lecho fluidizado anular superior (10) y una cámara inferior (4) del distribuidor de gas la cual está conectada con un conducto de suministro (6) para el gas fluidizante.

16.- La planta de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 12 a 15, **caracterizada porque** una planta para producir ácido sulfúrico está dispuesta corriente abajo del reactor (1), planta que está conectada con un conducto de gas de escape del reactor (1) y / o del separador corriente abajo (9).

10

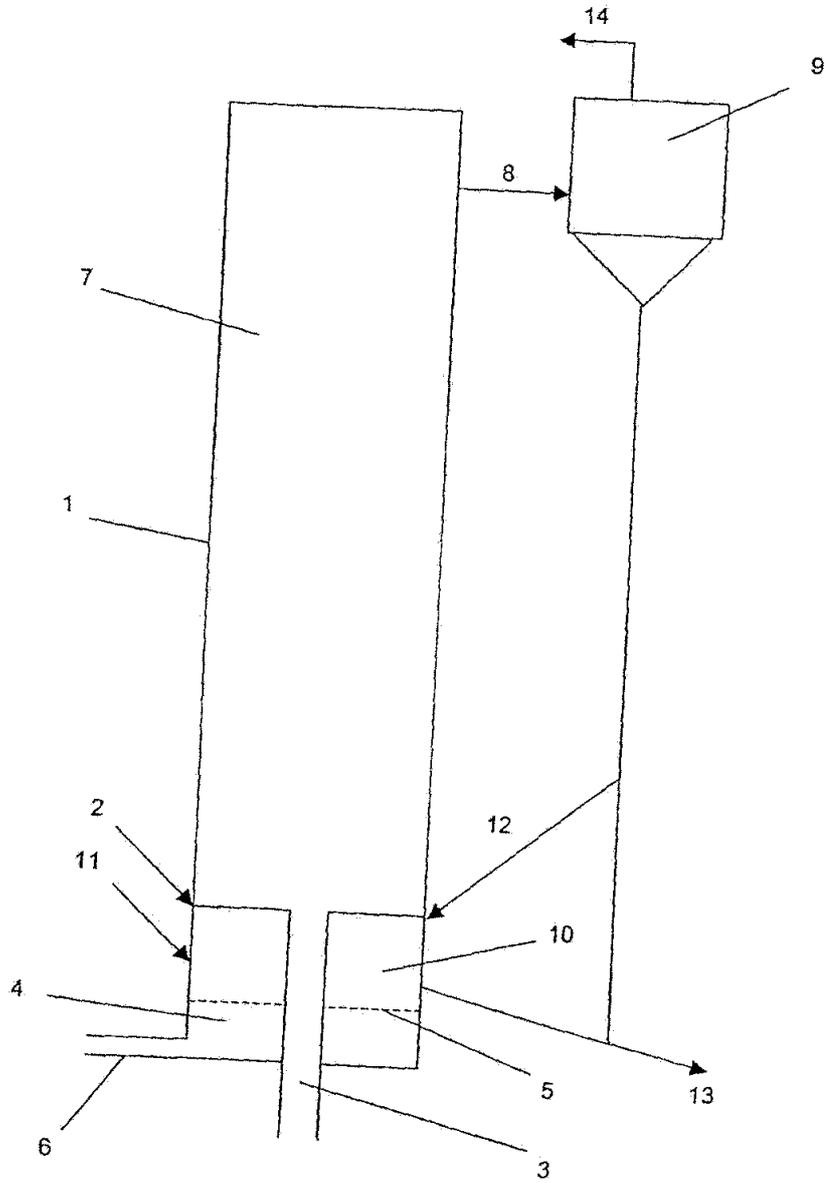


Fig. 1