



19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 315 570**

51 Int. Cl.:  
**C22B 1/10** (2006.01)  
**C22B 15/00** (2006.01)  
**B01J 8/18** (2006.01)  
**F27B 15/02** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **03813564 .6**  
96 Fecha de presentación : **10.12.2003**  
97 Número de publicación de la solicitud: **1583847**  
97 Fecha de publicación de la solicitud: **12.10.2005**

54 Título: **Procedimiento y planta para el tratamiento por calor de menas sulfídicas usando un lecho fluidificado anular.**

30 Prioridad: **23.12.2002 DE 102 60 735**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**01.04.2009**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**01.04.2009**

73 Titular/es: **Outotec Oyj**  
**Riihitontuntie 7**  
**02200 Espoo, FI**

72 Inventor/es: **Ströder, Michael;**  
**Anastasijevic, Nikola y**  
**Runkel, Marcus**

74 Agente: **Carpintero López, Mario**

ES 2 315 570 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 planta para el tratamiento por calor de menas sulfúricas usando un lecho fluidificado anular.

**5 Campo de la invención**

La presente invención se refiere a un procedimiento para el tratamiento por calor de menas sulfúricas en particular, en el que los sólidos finamente granulados son tratados a una temperatura de 450°C a aproximadamente 1500°C en un primer reactor de lecho fluidificado, y a una planta correspondiente.

10 Dicho procedimiento y planta para el tratamiento de menas sulfúricas que contienen oro, son conocidos por ejemplo a partir del documento DE 196 09 286 A1. En ese caso, la mena se fluidifica en un lecho fluidificado de circulación de un reactor de calcinación mediante un gas que contiene oxígeno, convirtiéndose los sulfuros metálicos en óxidos metálicos y obteniéndose un gas de escape que contiene SO<sub>2</sub>.

15 El documento US 3.578.798 en el que se basa el preámbulo de las reivindicaciones 1 y 15 describe un reactor de lecho fluido ciclónico que comprende un lecho fluidificado que se fluidifica pasando un fluido gaseoso de manera ascendente a través de un miembro anular perforado. En el centro del lecho fluidificado anular creado de tal modo, existe un tubo central habilitado con filas espaciadas verticalmente de entradas de aire 25 dispuestas de manera tangencial con respecto a la pared interna del tubo central y que interconecta una cámara de mezcla de aire con el interior del tubo. La entrada de aire de la cámara de mezcla de aire se introducirá de manera tangencial en el tubo para producir un movimiento espiral de manera ascendente a través de ella. Por encima de las entradas de aire, la parte inferior del lecho fluidificado está habilitada con una pluralidad de pasajes dispuestos de manera tangencial en el tubo que descarga la partícula de los materiales del lecho fluidificado en el tubo, en espiral de manera ascendente a través de 25 él. El movimiento de vórtice de la mezcla de los gases de combustión y sólidos provoca que los sólidos se descarguen mediante una fuerza centrífuga hacia fuera en la parte superior del espacio de desagüe de seguridad del recipiente para la reintroducción de los sólidos en el lecho fluidificado por gravedad. El orificio del tubo está por encima del nivel superior del lecho fluidificado anular.

30 También se conocen la calcinación de menas sulfúricas, tal como por ejemplo blenda de zinc, en un horno de lecho fluidificado fijo a temperaturas entre 500°C y 1100°C suministrándose aire. En esta calcinación de la blenda de zinc en un horno de lecho fluidificado fijo, pueden procesarse hasta 1000 toneladas métricas de blenda al día.

35 Se considera que la utilización de la energía del tratamiento por calor alcanzada al usar un lecho fluidificado fijo necesita una mejora. Una razón para esto es que la masa y la transferencia térmica son más bien moderadas a causa del grado de fluidificación comparativamente bajo. Además, en el caso de los lechos fluidificados fijos, las partículas finas son descargadas demasiado rápidamente del reactor, de modo que el tiempo de retención en la planta no es adecuado para una completa reacción. Este problema se plantea especialmente en el caso de lechos fluidificados de circulación debido al mayor grado de fluidificación, aunque prevalecen las condiciones de mejor masa y transferencia térmica. 40 Puesto que las menas sulfúricas usadas para el tratamiento por calor, tales como por ejemplo la mena de oro, blenda o concentrado de zinc, se hacen cada vez más finas, por ejemplo con una fracción de tamaño de grano por debajo de 45 µm de 75%, solamente puede conseguirse un adecuado resultado de calcinación difícilmente con los procedimientos y plantas conocidos.

45 Además, en el caso de los procedimientos y las plantas conocidos, la temperatura en el reactor puede ser raramente regulada, perjudicando más el resultado de calcinación.

**Descripción de la invención**

50 Por lo tanto, el objetivo de la presente invención es proporcionar un procedimiento para el tratamiento por calor de menas sulfúricas, el cual puede realizarse más eficientemente y se distingue en particular por los mejores resultados de calcinación conjuntamente con las buenas condiciones para el calentamiento y la transferencia de masa.

55 De acuerdo con la invención, este objetivo se consigue mediante un procedimiento que comprende las características de la reivindicación 1.

60 En el procedimiento de la invención, las ventajas de un lecho fluidificado fijo, tales como un periodo de retención más prolongado, y las ventajas de un lecho de fluidificación de circulación, tales como una buena transferencia de masa y de calor, pueden combinarse sorprendentemente entre sí durante el tratamiento por calor, tal como por ejemplo la calcinación de las menas sulfúricas, mientras que se evitan las desventajas de los dos sistemas. Cuando se pasa a través de la región superior del tubo central, el primer gas o la mezcla gaseosa arrastra sólidos desde el lecho fluidificado anular fijo, que está referido como el lecho fluidificado anular, dentro de la cámara mezcladora, de modo que, debido a las diferencias de alta velocidad entre los sólidos y el primer gas, se forma una suspensión sumamente mezclada y se consigue una óptima transferencia de calor y masa entre las dos fases. Mediante la correspondiente regulación de la altura del lecho en el lecho fluidificado anular, así como las velocidades del gas del primer gas o la mezcla gaseosa y el gas de fluidificación, la carga de sólidos de la suspensión sobre la región del orificio del tubo central puede 65 variarse dentro de amplios márgenes, de modo que la pérdida de presión del primer gas entre la región del orificio del tubo central y la salida superior de la cámara mezcladora pueda estar entre 1 mbar (0,1 kPa) y 100 mbar (10 kPa).

## ES 2 315 570 T3

En el caso de una alta carga de sólidos de la suspensión en la cámara mezcladora, una gran parte de los sólidos se separarán de la suspensión y caerán de regreso al lecho fluidificado anular. De esta forma, la temperatura en el lecho fluidificado anular también puede regularse mediante la cantidad de partículas calentadas que se han separado. Esta recirculación se denomina recirculación interna, la corriente de sólidos de sólidos que recirculan en esta circulación interna es normalmente mayor en forma significativa que la cantidad de sólidos suministrados al reactor desde afuera. La cantidad (menor) de los sólidos no precipitados es descargada desde la cámara mezcladora junto con el primer gas o mezcla gaseosa. El tiempo de retención de los sólidos en el reactor puede variarse dentro de un amplio margen mediante la elección de la altura y el área transversal del lecho fluidificado anular y puede adaptarse al tratamiento por calor deseado. La cantidad de sólidos que son arrastrados desde el reactor con la corriente de gas puede ser completa o por lo menos parcialmente recirculada desde el reactor, alimentándose la recirculación oportunamente dentro del lecho fluidificado fijo. La corriente de sólidos así recirculada al lecho fluidificado anular normalmente corre en el mismo orden de magnitud que la corriente de sólidos suministrada al reactor desde afuera. Con el procedimiento de la invención, puede consecuentemente conseguirse por un lado una alta carga de sólidos y al mismo tiempo una transferencia de masa y calor particularmente buena. Aparte de la excelente utilización de la energía, otra ventaja del procedimiento de acuerdo con la invención consiste en la posibilidad de adecuar rápida, fácil y confiablemente la transferencia de energía del procedimiento y la transferencia de masa con los requisitos cambiando las velocidades de flujo del primer gas o mezcla gaseosa y del gas de fluidificación.

La transferencia de calor puede además intensificarse si el reactor se proporciona corriente abajo con un segundo reactor, dentro del cual se introduce una mezcla gaseosa cargada con sólidos desde el primer reactor. Esto preferentemente se lleva a cabo desde abajo a través de, por ejemplo, un tubo central de suministro de gas dentro de una cámara mezcladora, estando el tubo de suministro de gas rodeado por lo menos parcialmente por un lecho fluidificado anular fijo el cual es fluidificado suministrando gas fluidificado. En principio, un único reactor se adecua para llevar a cabo el procedimiento de acuerdo a la invención. Sin embargo, la combinación de un reactor con un segundo reactor de un tipo similar de construcción para formar una plataforma de reactor permite que el tiempo de retención total de los sólidos en la planta sea incrementado en forma diferente.

Para asegurar una transferencia de calor particularmente efectiva en la cámara mezcladora y un tiempo de retención suficiente en los reactores, las velocidades del gas de la primera mezcla gaseosa y el gas de fluidificación se adecuan preferentemente para el lecho fluidificado de modo que los números de Froude de las partículas adimensionales ( $Fr_p$ ) son 1,15 a 20, particularmente 3,95 y 11,6, en el tubo central, 0,11 a 1,15, en particular entre 0,11 y 0,52, en el lecho fluidificado anular, y/o 0,37 a 3,7, en particular entre 0,53 y 1,32, en la cámara mezcladora. Los números de Froude de las partículas se definen cada uno 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
- $\rho_f$  = densidad efectiva del gas de fluidificación en  $\text{kg/m}^3$
- $\rho_s$  = densidad de una partícula sólida en  $\text{kg/m}^3$
- $d_p$  = diámetro medio en m de las partículas del inventario del reactor (o las partículas que se forman) durante el funcionamiento del reactor
- g = constante gravitacional en  $\text{m/s}^2$ .

Cuando se usa esta ecuación, deberá considerarse que  $d_p$  no indica el diámetro medio ( $d_{50}$ ) del material usado, sino el diámetro medio del inventario del reactor formado durante el funcionamiento del reactor, el cual puede diferir significativamente en ambas direcciones desde el diámetro medio del material usado (partículas primarias). También es posible que se formen partículas (partículas secundarias) con un diámetro medio de 20 a 30  $\mu\text{m}$  durante por ejemplo el tratamiento por calor a partir de un material muy finamente granulado con un diámetro medio de, por ejemplo, 3 a 10  $\mu\text{m}$ . Por otro lado, algunos materiales, por ejemplo las menas, son decrepitados durante el tratamiento con calor.

En un desarrollo de la idea de la invención, se propone regular la altura del lecho de los sólidos en el reactor o la plataforma del reactor de modo que el lecho fluidificado anular se extienda más allá del extremo del orificio superior del tubo central en unos pocos centímetros, y así los sólidos son constantemente introducidos en el primer gas o la mezcla gaseosa y arrastrados por la corriente de gas hacia la cámara mezcladora localizada sobre la región del orificio del tubo central. De este modo, se consigue una alta carga de sólidos de la suspensión sobre la región del orificio del tubo central.

## ES 2 315 570 T3

Por medio del procedimiento de acuerdo con la invención, todo tipo de menas sulfídicas, en particular también aquellas que contienen oro, zinc, plata, níquel, cobre y/o hierro, pueden ser tratadas por calor en forma efectiva. En particular, el procedimiento es apropiado para la calcinación de la mena de oro o la blenda de zinc. La intensa transferencia de masa y calor y el tiempo de retención regulable en los reactores permiten que se consiga un grado particularmente alto de conversión del material calcinado.

La generación de la cantidad de calor necesaria para el funcionamiento del reactor puede efectuarse de cualquier forma conocida para el experto para este propósito. De acuerdo con una realización preferida de la presente invención, se establece que, para la calcinación, los reactores estén suministrados con un gas que contiene oxígeno, por ejemplo con un contenido de oxígeno de aproximadamente 20% en volumen, que se introduce en los lechos fluidificados anulares de los reactores. El gas puede ser aire, aire enriquecido con oxígeno o algún otro gas que contiene oxígeno. El gas que contiene oxígeno se introduce preferentemente dentro del reactor o los reactores con una temperatura de aproximadamente 25°C a 50°C. El proceso de calcinación de las menas sulfídicas con exceso de oxígeno para formar óxidos metálicos es exotérmico, de modo que usualmente no se tiene que suministrar más calor al reactor o la plataforma del reactor.

La utilización de energía puede ser además mejorada en el caso del procedimiento de acuerdo con la invención suministrándose calor a o extrayéndose desde el primer y/o segundo reactor en el lecho fluidificado anular y/o en la cámara mezcladora. De este modo, en el caso de una reacción exotérmica, por ejemplo, el calor generado puede usarse en el reactor para la generación de corriente por ejemplo.

Preferentemente se proporciona un dispositivo de enfriamiento corriente abajo del segundo reactor, para enfriar la mezcla gaseosa cargada de sólidos que emerge desde el reactor a una temperatura apropiada para el posterior tratamiento de menos de 400°C, en particular a aproximadamente 380°C. Este dispositivo de enfriamiento también puede usarse por ejemplo para generar vapor de agua, con lo cual se mejora aún más la utilización de energía de todo el procedimiento.

Un separador, por ejemplo un ciclón o similar, puede proporcionarse corriente abajo de la plataforma del reactor. Los sólidos separados de los gases de escape pueden ser devueltos del separador dentro de la plataforma del reactor, por ejemplo dentro del lecho fluidificado anular, desde uno o más reactores, o hacerlos pasar a otro dispositivo de enfriamiento.

El tiempo de retención de los sólidos en la plataforma de reacción puede ser variado de esta forma. Además, la altura del lecho de los sólidos en uno o más reactores puede ser deliberadamente adaptada a los requisitos. La altura del lecho en el lecho fluidificado anular en este caso ejerce también influencia en la temperatura establecida en el lecho fluidificado anular, puesto que más partículas son arrastradas dentro de la cámara mezcladora y separadas de ésta en un estado calentado cuando hay una mayor altura del lecho. De esta forma, la temperatura en el reactor puede ser deliberadamente regulada por la cantidad de sólidos recirculados desde el separador.

La corriente abajo preferentemente proporcionada del separador es una plataforma limpiadora de gas con un precipitador electrostático de gas caliente y/o un tratamiento con gas húmedo, en el que por lo menos parte de los gases de escape separados de los sólidos en el separador se luego limpiada. Los gases de escape limpiados pueden ser luego devueltos, por ejemplo en forma de un gas de fluidificación precalentado, dentro del lecho fluidificado anular del primer y/o segundo reactor. Parte del gas de escape separado de los sólidos en el separador puede además ser suministrado a una planta para producir ácido sulfúrico. Los gases de escape que contienen SO<sub>2</sub> de la plataforma del reactor pueden usarse de esta forma para producir un subproducto.

Los sólidos de grano grueso y/o el residuo de calcinación son retirados del lecho fluidificado anular del primer y/o segundo reactor y se hacen pasar a otro dispositivo de enfriamiento, por ejemplo un enfriador de lecho fluidificado. La descarga de los sólidos o del residuo de calcinación puede llevarse a cabo en este caso en forma discontinua, con lo cual la cantidad de sólidos en la plataforma del reactor puede regularse al mismo tiempo.

Una planta de acuerdo con la invención, que es en particular apropiada para realizar el procedimiento anteriormente descrito, comprende las características de la reivindicación 15.

Preferentemente, este sistema de suministro de gas se extiende dentro de la cámara mezcladora. Sin embargo, también es posible dejar que el sistema de suministro de gas termine debajo de la superficie del lecho fluidificado anular. El gas es luego introducido en el lecho fluidificado anular por ejemplo vía aberturas laterales, que arrastran sólidos desde el lecho fluidificado anular dentro de la cámara mezcladora debido a su velocidad de flujo.

De acuerdo con un aspecto preferido de la invención, el sistema de suministro de gas tiene un tubo central que se extiende hacia arriba sustancialmente en forma vertical desde la región inferior del reactor, el cual está por lo menos parcialmente rodeado en una forma anular por una cámara en la que se forma el lecho fluidificado anular fijo. El lecho fluidificado anular no tiene que ser anular, sino más bien son también posibles otras formas del lecho fluidificado anular, dependiendo de la geometría del tubo central y el reactor, en la medida que el tubo central esté por lo menos rodeado por el lecho fluidificado anular.

## ES 2 315 570 T3

Naturalmente, también se proporciona en el reactor dos o más tubos centrales con dimensiones o formas diferentes o idénticas. Sin embargo, preferentemente por lo menos uno de los tubos centrales está dispuesto aproximadamente en forma central con referencia al área transversal del reactor.

5 De acuerdo con una realización adicional de la presente invención, el tubo central tiene aberturas en su superficie de revestimiento, por ejemplo en forma de ranuras, de modo que durante el funcionamiento del reactor los sólidos entren constantemente dentro del tubo central a través de las aberturas y sean arrastrados por el primer gas o mezcla gaseosa desde el tubo central dentro de la cámara mezcladora.

10 Para incrementar el rendimiento de la planta o el tiempo de retención de los sólidos, en vez de un único reactor puede también haber una serie de reactores, en particular dos, conectados para formar una plataforma del reactor. Los reactores tienen preferentemente en cada caso una cámara anular para un lecho fluidificado anular y una cámara mezcladora para la formación de un lecho fluidificado de circulación, estando el tubo central de un reactor corriente abajo conectado a la salida del gas de escape del reactor proporcionado corriente arriba del mismo.

15 De acuerdo con una realización preferida, un separador, particularmente un ciclón, está colocado corriente abajo del reactor, o de la plataforma del reactor, para la separación de sólidos. El separador puede tener un conducto de sólidos que llega hasta el lecho fluidificado anular del primer reactor y/o un conducto de sólidos que llega hasta el lecho fluidificado anular de un segundo reactor posiblemente colocado corriente abajo.

20 Si un dispositivo de enfriamiento es proporcionado corriente abajo de la plataforma del reactor, la mezcla gaseosa cargada con sólidos descargada de la plataforma del reactor puede ser enfriada antes de un tratamiento posterior a la temperatura que se requiera para esto. Una caldera de recuperación que consta de bancos de tubos de enfriamiento puede ser usada por ejemplo como el dispositivo de enfriamiento, siendo posible que los bancos de los tubos de enfriamiento sirvan al mismo tiempo para la generación de vapor.

25 Además, la temperatura requerida para el tratamiento por calor puede ser regulada exactamente en el primer y/o segundo reactor por medio de elementos de control de temperatura. Con este fin, el reactor puede proporcionarse en forma de una caldera de circulación natural con elementos de enfriamiento y paredes de membrana.

30 Para proporcionar una fluidificación confiable de los sólidos, y formar un lecho fluidificado fijo, en la cámara anular del primer reactor y/o de los otros reactores se encuentra dispuesto un distribuidor de gas que divide la cámara en una región superior de lecho fluidificado y una cámara distribuidora inferior de gas. La cámara distribuidora de gas está conectada a un conducto de suministro para gas fluidificado. En lugar de la cámara distribuidora de gas también se puede usar un distribuidor de gas compuesto de tubos.

35 Preferentemente, el separador del reactor o de la plataforma de reactor está conectado a un conducto de suministro que llega hasta la cámara anular del reactor, de modo que el gas de escape, posiblemente limpiado de antemano, puede ser usado como un gas de fluidificación precalentado.

40 Como una alternativa, o además de esto, un dispositivo despolvador y/o planta para producir ácido sulfúrico puede estar situada corriente abajo del separador del reactor o de la plataforma del reactor.

45 En el lecho fluidificado anular y/o la cámara mezcladora del reactor, se sitúan medios para desviar los sólidos y/o flujos de fluidificados de acuerdo con la invención. Es por ejemplo posible colocar un vertedor anular, cuyo diámetro se encuentra entre el del tubo central y el de la pared del reactor, en el lecho fluidificado anular, de modo que el borde superior del vertedor sobresalga más allá del nivel de los sólidos obtenidos durante la operación, mientras que el borde inferior del vertedor está dispuesto a una distancia del distribuidor de gas o similar. Por lo tanto, los sólidos que caen fuera de la cámara mezcladora cerca de la pared del reactor tienen que pasar primero por el vertedor en el borde inferior del mismo, antes de que puedan ser arrastrados por el flujo de gas del tubo central de vuelta a la cámara mezcladora. De este modo, se lleva a cabo un intercambio de sólidos en el lecho fluidificado anular, de modo que se obtiene un tiempo más uniforme de retención de los sólidos en el lecho fluidificado anular.

50 Los desarrollos, ventajas y posibilidades de aplicación de la invención también resultan de la siguiente descripción de una realización ejemplar y del dibujo. Todas las características descritas y/o ilustradas en el dibujo forman la sustancia objeto de la invención *per se* o en cualquier combinación, independientemente de su inclusión en las reivindicaciones o su referencia anterior.

### Breve descripción de los dibujos

60 La única figura muestra un diagrama de proceso de un procedimiento y una planta de acuerdo con una realización ejemplar de la presente invención.

### Descripción detallada de una realización preferida

65 En el procedimiento mostrado en la figura, que es particularmente apropiado para el tratamiento por calor de menas sulfídicas, los sólidos son introducidos en un primer reactor 1 a través de un conducto de suministro 2. El reactor 1, que es por ejemplo cilíndrico, tiene un tubo central 3, que se encuentra colocado aproximadamente en forma coaxial al eje longitudinal del reactor y se extiende de forma sustancialmente vertical hacia arriba desde el fondo del reactor 1.

## ES 2 315 570 T3

Colocado en la región del fondo del reactor 1 se encuentra una cámara distribuidora anular de gas 4, que está cerrada en la parte superior por un distribuidor de gas 5 que tiene aberturas. Un conducto de suministro 6 se abre en la cámara distribuidora de gas 4. Dispuesto en la región superior vertical del reactor 1, que forma una cámara mezcladora 7, se encuentra un conducto de descarga 8, que se abre a un segundo reactor 9.

5 El segundo reactor 9 es muy similar en construcción al primer reactor 1. Extendiéndose desde el fondo del reactor 9 sustancialmente vertical hacia arriba se encuentra un tubo central 10, el cual está conectado al conducto de descarga 8 del primer reactor 1, y está colocado aproximadamente en forma coaxial al eje longitudinal del reactor 9.

10 Dispuesto en la región del fondo del reactor 9 está una cámara distribuidora anular de gas 11, que se cierra en la parte superior por un distribuidor de gas 12 que tiene aberturas. Un conducto de suministro 13 se abre afuera en la cámara de distribución del gas 11. Otro conducto de suministro 14 ha sido colocado para introducir los sólidos al reactor 9 durante el encendido de la planta.

15 Los elementos de control de temperatura 15 y 16 que por ejemplo fluyen mediante agua, son dispuestos sobre los distribuidores de gas 5 y 12, respectivamente, de los dos reactores. Además, las paredes de los reactores 1 y 9 están formadas como las paredes de membrana 17 y 18, respectivamente, que están conectados a otros elementos de control de temperatura que no se encuentran representados en la figura y que por ejemplo fluyen mediante agua. De este modo, los reactores forman una especie de caldera de circulación natural.

20 Dispuestos en la región superior vertical del segundo reactor 9, que forma una cámara mezcladora 19, se encuentra una caldera de recuperación 21 provista con bancos de tubos de enfriamiento 20. A través de un conducto 22, la caldera de recuperación 21 está conectada con un separador, que está formado como un ciclón 23. Un conducto de sólidos 24 devuelve los sólidos de un tanque flotante 25, proporcionado corriente abajo del ciclón 23, en los reactores 1 ó 9, o suministra los sólidos a otro dispositivo de enfriamiento 26. Dispuestos sobre los distribuidores de gas 5 y 12 de los dos reactores se encuentran conductos de descarga 27 y 28 para sólidos de grano grueso y/o residuo de calcinación, que están conectados a otro dispositivo de enfriamiento 26. El dispositivo de enfriamiento 26 está formado como un enfriador de lecho fluidificado en donde la corriente de producto es sometida a aire de fluidificación y enfriada por un elemento enfriador 29.

30 A través de un conducto 30, el gas de escape separado de los sólidos del ciclón 23 es suministrado a una plataforma de limpieza de gas que tiene un precipitador electrostático de gas caliente 31 y limpiador de gas húmedo 32. El gas de escape sin polvo puede ser trasladado a una planta 33 para la producción de ácido sulfúrico y/o a través del conducto 34 como gas de fluidificación en los reactores 1 y 9 a través de los conductos 6 y 13, respectivamente. Otro gas, que puede sea también un gas diferente, podrá en este caso se suministrado al gas de fluidificación luego de la limpieza.

35 Durante la operación de la planta se pueden introducir sólidos en el reactor 1 vía el conducto de suministro 2, de modo que una capa que rodea anularmente el tubo central 3, a la que se hace referencia como un lecho fluidificado anular 35, se forma en el distribuidor de gas 5. El gas de fluidificación introducido en la cámara distribuidora de gas 4, a través del conducto de suministro 6, fluye a través del distribuidor de gas 5 y fluidifica el lecho fluidificado anular 35, de modo que se forma un lecho fluidificado fijo. La velocidad de los gases suministrados al reactor 1 es ajustada de modo que el número de Froude de las partículas en el lecho fluidificado anular 35 sea aproximadamente 0,11 a 0,52.

45 Al suministrar otros sólidos en el lecho fluidificado anular 35, el nivel de los sólidos en el reactor 1 aumenta a tal punto que sólidos ingresan en el orificio del tubo central 3. Al mismo tiempo, un gas o una mezcla gaseosa es introducida también en el reactor 1 a través del tubo central 3. La velocidad del gas suministrado al reactor 1 es regulada preferiblemente de modo que el número de Froude de las partículas en el tubo central 3 sea aproximadamente 3,95 a 11,6 y en la cámara mezcladora 7 aproximadamente 0,53 a 1,32. Debido a estas altas velocidades del gas, el gas que fluye a través del tubo central 3 arrastra sólidos del lecho fluidificado anular fijo 35 hacia la cámara mezcladora 7 cuando pasa a través de la región del orificio superior.

50 Debido a la inclinación lateral del nivel del lecho fluidificado anular 35 en comparación con el borde superior del tubo central 3, los sólidos fluyen hacia este borde en el tubo central 3, por lo que se forma una suspensión sumamente mezclada. El borde superior del tubo central 3 puede ser liso, corrugado o dentado o tener aberturas laterales. Como resultado de la reducción de la velocidad del flujo por la expansión de la tobera y/o por choque en una de las paredes del reactor, los sólidos arrastrados en la cámara mezcladora 7 pierden rápidamente velocidad y regresan parcialmente al lecho fluidificado anular 35. La cantidad de sólidos no precipitados es descargada del reactor 1 junto con la corriente de gas a través del conducto 8 y pasa al reactor 9. Entre las regiones del reactor del lecho fluidificado anular fijo 35 y la cámara mezcladora 7 se obtiene así una circulación de sólidos que asegura una apropiada transferencia de calor.

60 Antes de un procesamiento adicional, los sólidos descargados a través del conducto 8 son tratados en el segundo reactor 9 en la forma explicada anteriormente en referencia al reactor 1, de modo que el lecho fluidificado fijo 36 es formado de manera similar sobre el distribuidor de gas 12 en el reactor 9 por sólidos separados de la cámara mezcladora 19. Además, el polvo separado en el precipitador electrostático de gas caliente 31 es devuelto a través de un conducto de recirculación al lecho fluidificado anular fijo 36 del segundo reactor 9. Los números de Froude de la partícula en el segundo reactor 9 corresponden aproximadamente a los del primer reactor 1.

## ES 2 315 570 T3

La altura del lecho de los sólidos en los reactores 1 y 9 es regulada no sólo por el suministro de sólidos a través del conducto 2 sino principalmente también por medio de la cantidad de sólidos que retornan del ciclón 23 a los reactores y sobre todo por medio de la cantidad de sólidos extraídos de los reactores a través de los conductos 27 ó 28.

5 Los sólidos retirados del ciclón 23 y/o directamente de los reactores 1 y 9 son enfriados en el enfriador de lecho fluidificado 26 a una temperatura apropiada para el procesamiento posterior. Luego de limpiar el precipitador electrostático de gas caliente 31 y la limpieza de gas húmedo 32, el gas de escape separado de los sólidos en el ciclón 23 puede ser parcialmente suministrado a los reactores, como gas de fluidificación precalentado, o a la planta de ácido sulfúrico 33.

10

La invención se describirá a continuación con referencia a los dos ejemplos que demuestran la idea de la invención pero sin limitarse a los mismos.

### Ejemplo 1

15

#### *Tostación de la mena de oro*

En una planta correspondiente a la figura, 1200 kg/h de molido, se suministran una mena de oro seca y clasificada con un contenido de oro de aproximadamente 5 ppm, es decir 5 g/t, y una fracción de grano máximo de 50  $\mu\text{m}$ , conteniendo

20

1,05% en peso de carbono orgánico

25

19,3 en peso de  $\text{CaCO}_3$

12,44 en peso de  $\text{Al}_2\text{O}_3$

2,75 en peso de  $\text{FeS}_2$

30

64,46 en peso de sustancias inertes (por ejemplo  $\text{SiO}_2$ ),

en operación continua al reactor 1, cuya parte superior tenía un diámetro de 800 mm. Además, se introdujo 2 500  $\text{Nm}^3/\text{h}$  de aire con una temperatura de 520°C dentro del reactor 1 a través del tubo central 3 y a través del conducto 6 en forma de gas de fluidificación. El número de Froude de la partícula era en este caso entre 3,95 y 6,25 en el tubo central 3, entre 0,84 y 1,32 en la cámara mezcladora 7 y entre 0,32 y 0,52 en el lecho anular fluidificado 35.

35

El tiempo de retención de la mena de oro en el reactor 1 era entre 5 y 10 minutos, con una temperatura de entre 600° y 780°C establecida en el reactor. Se midieron 0,5 a 6,0% en volumen de oxígeno residual en el gas de escape. El contenido de carbono orgánico en el producto después del tratamiento por calor fue inferior a 0,1%.

40

### Ejemplo 2

#### *Tostación de la blenda de zinc*

45 En una planta correspondiente a la figura, se suministró al reactor 1, 42 t/h de blenda de zinc con una temperatura de aproximadamente 25°C desde un depósito de carga con una capacidad de aproximadamente 200  $\text{m}^3$  a través el conducto 2 y un dispositivo de dosificación dentro del lecho fluidificado 35. Al mismo tiempo, se introdujeron en el lecho fluidificado anular, a través del conducto 6, aproximadamente 16600  $\text{Nm}^3/\text{h}$  de aire con una temperatura de 47°C y una presión de aproximadamente 1,2 bar, conteniendo

50

77,1% en volumen de N

20,4% en volumen de  $\text{O}_2$

55

2,5% en volumen de  $\text{H}_2\text{O}$ ,

Fueron introducidos a través del conducto 6 hacia el lecho fluidificado anular. Aproximadamente 60200  $\text{Nm}^3/\text{h}$  de aire y adicionalmente 3000  $\text{Nm}^3/\text{h}$  de aire enfriador de escape desde el enfriador de lecho fluidificado 26, con una temperatura de 150°C al reactor 1 a través del tubo central 3, de manera que la cantidad total de aire transmitido al tubo central 3 fue aproximadamente de 63 200  $\text{Nm}^3/\text{h}$ . El aire tuvo una temperatura de 35°C y una presión de 1,07 bar (107 kPa) y contenía

60

77,1% en volumen de N

65

20,4% en volumen de  $\text{O}_2$

2,5% en volumen de  $\text{H}_2\text{O}$ ,

## ES 2 315 570 T3

El número de Froude de la partícula fue en este caso entre 4,4 y 11,6 en el tubo central 3, entre 0,53 y 1,15 en la cámara mezcladora 7 y entre 0,11 y 0,3 en el lecho anular fluidificado 35. La reacción de la blenda de zinc sulfídica con el oxígeno libre del aire de fluidificación para formar el óxido metálico originó una temperatura de 930°C que se estableció en el reactor 1. Al mismo tiempo, se extrajo del reactor 1 aproximadamente 15,4 MW de calor a través del elemento de enfriamiento 15 y la pared de membrana 17 y se utilizó para generar vapor saturado a partir del agua de enfriamiento. La temperatura en la región del conducto 8 en la salida del reactor 1 se redujo de este modo a 800°C. Para evitar un enriquecimiento de material grueso en el reactor 1, se extrajo del lecho anular fluidificado 35 aproximadamente 0,16 t/h del producto con una temperatura de 901°C en operación discontinua a través del conducto 27 en forma de precipitación de grano grueso y se pasó al enfriador de lecho fluidificado 26.

Se pasaron al tubo central 10 del segundo reactor 9 a través del conducto 8, una mezcla gaseosa cargada de sólidos con una presión de 1,049 bar (104,9 kPa) que comprende 110,9 t/h de sólidos y aproximadamente 79600 Nm<sup>3</sup>/h de gas de escape, conteniendo

12,1% en volumen de SO<sub>2</sub>

77,2% en volumen de N

2,5% en volumen de O<sub>2</sub>

8,2% en volumen de H<sub>2</sub>O.

Fueron pasados al tubo central 10 al segundo reactor 9 a través del conducto 8 para fluidificación, aproximadamente 17 350 Nm<sup>3</sup>/h de aire con una temperatura de 43°C con una presión de aproximadamente 1,18 bar, conteniendo

77,1% en volumen de N

20,4% en volumen de O<sub>2</sub>

2,5% en volumen de H<sub>2</sub>O.

Fueron suprimidos del reactor 9 a través del conducto 13 para la fluidización. Durante la operación de arranque, se cargaron al mismo tiempo 5 t/h de sólidos con una temperatura de 25°C al reactor 9 a través del conducto 14. La mezcla gaseosa cargada de sólidos se enfrió a 480°C en la cámara mezcladora 19 del reactor 9, con un total de aproximadamente 23,6 MW de calor que se trasladó desde el reactor 9 mediante el elemento de enfriamiento 16, la pared de membrana 18 y la caldera de recuperación 21 y se utilizó para generar vapor saturado a partir del agua de enfriamiento. El elemento de enfriamiento 16 se utilizó, en este caso, en forma de un sobrecalentador de vapor con una temperatura de sobrecalentamiento de 400°C.

Se retiraron del reactor 9 a través del conducto 22, aproximadamente 96 200 Nm<sup>3</sup>/h de mezcla gaseosa cargada de sólidos con una temperatura de 380°C y una presión de 1,018 bar, el cual se cargó con 213,5 t/h de sólidos y tuvo la siguiente composición:

9,4% en volumen de SO<sub>2</sub>

77,8% en volumen de N

5,5% en volumen de O<sub>2</sub>

7,3% en volumen de H<sub>2</sub>O.

En el ciclón 23, el gas de escape se separó de los sólidos hasta el punto de que aproximadamente 96 200 Nm<sup>3</sup>/h de aire con un contenido de polvo de 50 g/Nm<sup>3</sup> (4,81 t/h de sólidos) se pasó al precipitador electrostático con gas caliente 31 a través del conducto 30. Allí, el gas de escape fue espolvoreado a un contenido de polvo de 50 mg/Nm<sup>3</sup> y se hizo pasar para la limpieza con gas húmedo 32 y a la planta de ácido sulfúrico 33 corriente abajo.

Desde el ciclón 23, se pasó aproximadamente 208 t/h de sólidos con una temperatura de 380°C primeramente al tanque flotante 25, sirviendo como un recipiente regulador, y dividido de tal forma que se pasó 76,2 t/h dentro del lecho anular fluidificado 35 del primer reactor 1, aproximadamente 100,9 t/h dentro del lecho fluidificado anular 36 del segundo reactor 9 y 31 t/h dentro del enfriador de lecho fluidificado 26.

De esta manera, fue posible que la altura del lecho de los lechos fluidificados anulares 35 y 36, que se forman respectivamente en los dos reactores 1 y 9, se ajuste a 1 m aproximadamente. Los sólidos fueron luego enfriados en el enfriador del lecho fluidificado 26 mediante el elemento de enfriamiento 29 a una temperatura inferior a 150°C, eliminándose con una cantidad de calor de aproximadamente de 1,7 MW. Como resultado, se retiró un total de aproximadamente 40,8 MW de la planta y se convirtió en 55,2 t/h de vapor sobrecalentado con una presión de 40 bar (4000 kPa) y una temperatura de 400°C.

## ES 2 315 570 T3

El producto descargado a partir del enfriador de lecho fluidificado 26 se mezcló con aproximadamente 4,8 t/h de sólidos con una temperatura de aproximadamente 380°C que se separó del gas de escape del ciclón 30 mediante el precipitador electrostático con gas caliente 31. La corriente del producto descargado en su conjunto desde la planta fue por consiguiente de 36,54 t/h aproximadamente a una temperatura de aproximadamente 182°C.

5

De esta forma, fue posible que tanto una blenda de zinc como un concentrado de blenda de zinc con una fracción del tamaño de un grano inferior a 45 $\mu$ m de 75% calcine en la planta de tal forma que el producto final contenga 0,3% en peso de sulfuro azufre y 1,8% en peso de sulfato azufre.

### 10 Lista de números de referencia

	1	(primer) reactor
	2	conducto de suministro (sólidos)
15	3	tubo central (tubo de suministro de gas)
	4	cámara distribuidora de gas
20	5	distribuidor de gas
	6	conducto de suministro (gas)
	7	cámara mezcladora
25	8	conducto
	9	(segundo) reactor
30	10	tubo central (tubo de suministro de gas)
	11	cámara distribuidora de gas
	12	distribuidor de gas
35	13	conducto de suministro (gas)
	14	conducto de suministro (sólidos)
40	15	elemento de control de temperatura
	16	elemento de control de temperatura
	17	pared de membrana
45	18	pared de membrana
	19	cámara mezcladora
50	20	banco de tubos de enfriamiento
	21	caldera de recuperación
	22	conducto
55	23	ciclón
	24	conducto
60	25	tanque flotante
	26	enfriador de lecho fluidificado
	27	conducto
65	28	conducto

## ES 2 315 570 T3

	29	elemento de enfriamiento
	30	conducto
5	31	precipitador electrostático con gas caliente
	32	limpiador de gas húmedo
	33	planta para producir ácido sulfúrico
10	34	conducto
	35	lecho anular fluidificado
15	36	lecho anular fluidificado

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

## REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para el tratamiento por calor de menas sulfúricas en particular, en el que los sólidos finamente granulados son tratados a una temperatura de 450°C a aproximadamente 1500°C en un reactor de lecho fluidificado (1), en el que un primer gas o mezcla de gases se introduce desde abajo a través de un tubo de suministro de gas preferiblemente central (3) en una cámara mezcladora (7) del reactor (1), estando el tubo de suministro de gas rodeado por lo menos parcialmente por un lecho fluidificado anular fijo (35) que fluidifica mediante el suministro de gas de fluidificación, **caracterizado** porque las velocidades de gas del primer gas o mezcla de gases así como del gas de fluidificación para el lecho fluidificado anular (35) se adecuan de modo que los números de Froude de las partículas en el tubo de suministro de gas (3) están entre 1 y 100, en el lecho fluidificado anular (35) entre 0,02 y 2 y la cámara mezcladora (7) entre 0,3 y 30.
2. El procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado** porque el reactor (1) está habilitado corriente abajo con un segundo reactor (9), en el que una mezcla de gases cargada con sólidos se introduce desde el primer (1) reactor desde abajo a través de un tubo de suministro de gas preferiblemente central (10) en una cámara mezcladora (19), estando el tubo de suministro de gas (10) rodeado al menos parcialmente por un lecho fluidificado anular estacionario (36) que fluidifica mediante el suministro de gas de fluidificación.
3. El procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, **caracterizado** porque el número de Froude de las partículas en el tubo de suministro de gas (3, 10) está entre 1,15 y 20, en particular entre 3,95 y 11,6.
4. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque el número de Froude de las partículas en el fluido fluidificado anular (35, 36) está entre 0,11 y 1,15, en particular entre 0,11 y 0,52.
5. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque el número de Froude de las partículas en la cámara mezcladora (7, 19) está entre 0,37 y 3,7, en particular entre 0,53 y 1,32.
6. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque la altura del lecho de los sólidos en cada reactor (1, 9) de adecua de manera que el lecho fluidificado anular (35, 36) se extiende más allá del extremo del orificio superior del tubo de suministro de gas (3, 10) y que los sólidos son introducidos de manera constante en el primer gas o mezcla de gases y arrastrados por la corriente de gas a la cámara mezcladora (7, 19) localizada por encima del tubo de suministro de gas (3, 10).
7. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque una mena sulfúrica, que contiene oro, cinc, plata, cobre, níquel y/o hierro, se usa como el material de partida.
8. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque al menos un reactor (1, 9) está provisto con un gas que contiene oxígeno, por ejemplo aire con un contenido de oxígeno de aproximadamente 20% en volumen a través del tubo de suministro de gas (3, 10) y/o en el lecho fluidificado anular (35, 36).
9. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque el calor se suministra o se extrae de al menos un reactor (1, 9) en el lecho fluidificado anular (35, 36) y/o en la cámara mezcladora (7, 19).
10. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque se proporciona corriente abajo de al menos un reactor (1, 9) un dispositivo de enfriamiento (20, 21), en el que una mezcla de gases cargada con sólidos desde el reactor (1, 9) se enfría hasta una temperatura por debajo desde 400°C, en particular hasta aproximadamente 380°C.
11. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque se proporciona corriente abajo de de al menos un reactor (1, 9) un separador, por ejemplo un ciclón (33), desde el cual los sólidos separados de los gases de escape se suministran al primer y/o segundo reactor (1, 9) o a un dispositivo de enfriamiento adicional (26).
12. El procedimiento según la reivindicación 11, **caracterizado** porque al menos parte de los gases de escape gases separados de los sólidos en el separador (23) se suministra al primer y/o segundo reactor (1, 9) como gas de fluidificación, en particular después de tratamiento en una fase de limpieza de gas corriente abajo, tal como un precipitador electrostático de gas caliente (31) y/o un tratamiento de gas húmedo (32).
13. El procedimiento según la reivindicación 11 ó 12, **caracterizado** porque al menos parte de de los gases de escape separados de los sólidos en el separador (23) se suministra a una planta (33) para producir ácido sulfúrico.
14. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque los sólidos de grano grueso y/o resto de calcinación son retirados, en particular de manera discontinua, del lecho fluidificado anular (35, 36) del primer y/o segundo reactor (1, 9) y se pasan a un dispositivo de enfriamiento adicional (26).

## ES 2 315 570 T3

15. Una planta para el tratamiento por calor de sólidos de grano fino en particular menas sulfídicas, en particular para realizar un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 14, que comprende un reactor (1) constituido por un reactor de lecho fluidificado, en el que el reactor (1) tiene un sistema de suministro de gas con distribuidor de gas anular (4,5) y al menos un tubo de suministro de gas (3) que se extiende a través de un lecho fluidificado anular fijo (35) que al menos parcialmente rodea el tubo de suministro de gas, **caracterizada** porque el nivel del lecho fluidificado anular (35) está inclinado lateralmente de manera que los sólidos fluyen sobre el borde del tubo de suministro de gas (3) y porque el tubo de suministro de gas (3), que se extiende hacia arriba sustancialmente verticalmente desde una región inferior del reactor (1) en una cámara mezcladora (7) del reactor (1), está adaptado para suministrar un flujo de gas dirigido verticalmente, de manera que el gas que fluye a través del tubo de suministro de gas (3) arrastra los sólidos desde el lecho fluidificado anular (35) en la cámara mezcladora (7).

16. La planta según la reivindicación 15, **caracterizada** porque el reactor (1) está habilitado corriente abajo con un segundo reactor (9), que tiene un tubo de suministro de gas (10), que está conectado a un conducto de descarga (8) para las mezclas de gases cargadas con sólidos situado en el extremo superior del primer reactor (1) y formado de manera que el gas que fluye a través del tubo de suministro de gas (10) arrastra los sólidos desde un lecho fluidificado anular fijo (36), que al menos parcialmente rodea el tubo de suministro de gas (10), en la cámara mezcladora (19).

17. La planta según la reivindicación 15 ó 16, **caracterizada** porque el tubo de suministro de gas (3, 10) está dispuesto aproximadamente centralmente con referencia al área transversal del reactor (1).

18. La planta según la reivindicación 17, **caracterizada** porque un separador de sólidos, en particular un ciclón (23), está situada corriente debajo del segundo reactor (9), para la separación de sólidos, y porque el separador de sólidos tiene un conducto de sólidos (24) que conduce al lecho fluidificado anular (35, 36) del primer y/o segundo reactor (1, 9).

19. La planta según la reivindicación 17 ó 18, **caracterizada** porque un dispositivo de enfriamiento, en particular una caldera de recuperación (21) que consta de bancos de tubos de enfriamiento (20), está situada corriente abajo del segundo reactor (9).

20. La planta según cualquiera de las reivindicaciones 17 a 19, **caracterizada** porque elementos de control de temperatura (15, 16), en particular una caldera de circulación natural con elementos de enfriamiento y paredes de membrana (17, 18), están situados en el primer y/o segundo reactor (1, 9).

21. La planta según cualquiera de las reivindicaciones 17 a 20, **caracterizada** porque un distribuidor de gas (5, 12) que divide la cámara anular en una región de lecho fluidificado superior y una cámara distribuidora de gas inferior (4, 11) están situados en el primer y/o segundo reactor (1, 9), y que la cámara distribuidora de gas (4, 11) está conectada a un conducto de suministro (6, 13) para fluidificar el gas.

22. La planta según cualquiera de las reivindicaciones 18 a 21, **caracterizada** porque el primer y/o segundo reactor (1, 9) tiene un conducto de suministro que conduce a la cámara anular y está conectada a un conducto de gas de escape del separador (23) situado corriente abajo del segundo reactor (9).

23. La planta según cualquiera de las reivindicaciones 18 a 22, **caracterizada** porque un dispositivo desempolvador (31, 32) y/o una planta (33) para producir ácido sulfúrico está situada corriente abajo del separador (23).

