

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 940 635**

51 Int. Cl.:

C01F 7/441 (2012.01)

C01F 7/444 (2012.01)

C01F 7/445 (2012.01)

B01J 6/00 (2006.01)

F24S 20/20 (2008.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **26.09.2016** **PCT/EP2016/072832**

87 Fecha y número de publicación internacional: **29.03.2018** **WO18054499**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **26.09.2016** **E 16774474 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.11.2022** **EP 3516308**

54 Título: **Proceso para la producción de óxido de aluminio utilizando un receptor de alta temperatura**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
10.05.2023

73 Titular/es:

METSO OUTOTEC METALS OY (100.0%)
Rauhalanpuisto 9
02230 Espoo, FI

72 Inventor/es:

MISSALLA, MICHAEL;
SCHNEIDER, GÜNTER y
HERMANN, LUDWIG

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 940 635 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

Proceso para la producción de óxido de aluminio utilizando un receptor de alta temperatura

5 La presente invención se refiere a un proceso para la producción de óxido de aluminio a partir de hidrato de aluminio en una reacción de calcinación a temperaturas de entre 700 y 1500 °C en un reactor, que se calienta directamente y/o indirectamente mediante un caloportador.

10 Los procesos térmicos que consumen energía y emiten dióxido de carbono son con frecuencia elementos intrínsecos del cambio de materiales en el procesamiento de minerales y metales. Entre los muchos ejemplos de tecnologías térmicas, los procesos de calcinación tienen como objetivo la descomposición de compuestos químicos en minerales y la liberación de uno de sus constituyentes, principalmente en forma de un compuesto gaseoso químicamente estable tal como agua y/o dióxido de carbono.

15 Un proceso de particular interés es la producción de alúmina. La producción de alúmina generalmente se efectúa mediante el denominado proceso Bayer. En este proceso, los minerales extraídos, sobre todo la bauxita que contiene aluminio, se trituran y se mezclan con solución de hidróxido de sodio (NaOH). Los residuos insolubles, especialmente el lodo rojo que consiste principalmente en óxido de hierro, se separan del hidróxido de aluminio disuelto en forma de aluminato de sodio (Na[Al(OH)₄]). De la lejía de aluminato diluida se precipita hidróxido de aluminio puro o hidrato de aluminio Al(OH)₃. A continuación, el hidrato sólido se retira por filtración y se lava. Posteriormente, se efectúa por
20 calcinación la conversión del hidrato de aluminio en alúmina (Al₂O₃).

25 La calcinación del hidrato de aluminio implica un gasto energético muy elevado, ya que la gibbsita (hidrato de aluminio) se calcina a una temperatura superior a 900 °C para conseguir alúmina metalúrgica. Normalmente se requieren aproximadamente 750 kWh de energía por cada tonelada de alúmina producida. En el estado de la técnica, el calor necesario para la calcinación normalmente se produce mediante la combustión de gas natural, gas de síntesis, fuelóleo pesado o carbón.

30 Dependiendo del combustible específico utilizado para calentar el hidrato de aluminio, las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) son de 56 a 107 t de equivalentes de CO₂ por TJ (de 0,2 a 0,39 equivalentes de CO₂ por MWh), obteniéndose las menores emisiones al utilizar gas natural como combustible y las mayores emisiones al utilizar carbón y coque como combustible. Por lo general, los aceites pesados proporcionan emisiones de GEI entre esos extremos. En consecuencia, por tonelada de alúmina se emiten de 0,15 a 0,29 t de equivalentes de CO₂ procedentes del combustible a la atmósfera.

35 En 2015, se produjeron en todo el mundo aproximadamente 115.247.000 t de alúmina. En consecuencia, solo mediante la producción de alúmina se emiten anualmente aproximadamente 25.000.000 t de equivalentes de GEI procedentes del combustible. Asumiendo un precio nivelado de aproximadamente 40,00 EUR por equivalente de CO₂ para el periodo de 2020 a 2050, según lo previsto en la previsión de precios de dióxido de carbono para 2015 (*2015 Carbon Dioxide Price Forecast*) presentada por Synapse Energy Economics, Inc., el coste de producción mundial de alúmina aumentará en 1.000.000.000 EUR debido a las emisiones de GEI. En consecuencia, existe una demanda
40 para reducir las emisiones de CO₂ y aumentar la eficiencia energética en la producción de alúmina.

45 En la técnica anterior, la eficiencia energética se aumenta acoplando fuentes de calor y disipadores de calor en un intento de reducir la demanda energética del proceso y mejorar así tanto la rentabilidad como el equilibrio ecológico.

En el documento AU 2 005 237 179 A1 el gas residual del reactor de calcinación se utiliza como fuente de calor para calentar el agua de lavado para la filtración de hidrato de aluminio. Según la ecuación química

50
$$2 \text{ Al(OH)}_3 \rightarrow \text{Al}_2\text{O}_3 + 3 \text{ H}_2\text{O}$$

en este reactor se obtiene agua durante la calcinación. El gas residual extraído del reactor de lecho fluidizado representa así una mezcla del gas fluidizante inerte del reactor y el vapor obtenido por medio de la reacción. El agua condensada a partir de esta mezcla tiene una temperatura de aproximadamente 83 °C y se recircula al filtro de hidrato
55 de aluminio como agua de lavado. No obstante, en un proceso de este tipo es desventajoso que, debido a la concentración de agua comparativamente baja (aproximadamente el 50%) en el gas residual del aparato de calcinación, no se puede lograr una temperatura más alta del agua del condensado y, por lo tanto, la purificación en el filtro de hidrato no se lleva a cabo en condiciones óptimas, es decir, a una temperatura del agua ligeramente inferior al punto de ebullición.

60 El artículo "The Application of Thermal Solar Energy to High Temperature Processes: Case Study of the Synthesis of Alumina from Boehmite" escrito por Isabel Padilla, Aurora Lopez-Delgado, Sol López-Andrés, Marta Alvarez, Roberto Galindo y Alfonso J. Vazquez-Vaamonde en the Scientific World Journal, Vol. 2014, 1 de enero de 2014, páginas 1 – 7, trata sobre un proceso de obtención de alúmina a partir de boehmita utilizando una fuente de energía libre, limpia e ilimitada tal como la energía solar. En el mismo, la boehmita se transforma en alúmina, en atmósfera de aire, utilizando un concentrador de energía solar (lente de Fresnel).

El documento SU 517 564 A1 enseña un proceso de producción de hidróxido de alúmina a partir de hidrargilita en un reactor, que se calienta mediante partículas de alúmina calientes. La fuente de energía para calentar este medio de transferencia de calor es una fuente convencional, no se nombra la energía solar.

El documento US 2015/0345854 A1 se refiere a un proceso para llevar a cabo una reacción química que consiste en al menos dos etapas secuenciales reversibles caracterizadas por que se realizan en un ciclo, y a un reactor para llevar a cabo dicho proceso. Por lo tanto, se proporciona una planta en la que un reactante sólido se reduce en una primera cámara de reacción con absorción de calor a una primera temperatura, y dicho reactante sólido se oxida posteriormente en una segunda cámara de reacción con liberación de calor a una segunda temperatura más baja. Para disipar el calor después de la primera cámara de reacción, el reactante sólido se transfiere a un primer intercambiador de calor, en el que se usa un medio sólido como medio de transferencia de calor. Después de la segunda cámara de reacción, dicho medio de transferencia de calor calentado se usa en un segundo intercambiador de calor para recalentar el reactante sólido después de la segunda cámara de reacción. Además, la planta contiene un receptor para calentar adicionalmente el medio de transferencia de calor, por ejemplo mediante radiación solar.

El calor requerido para la calcinación del hidrato de aluminio normalmente se proporciona mediante la combustión de un combustible dentro de un reactor de calcinación. Por ejemplo, el documento WO 2012/062 593 A1 describe un proceso para la producción de alúmina a partir de hidróxido de aluminio, en el que el calor requerido se proporciona mediante la combustión de un combustible dentro de un reactor de lecho fluidizado. Debido a la reutilización de la energía térmica por medio de la recirculación de sólidos y/o gases, el proceso descrito es energéticamente muy eficiente.

Después de aproximadamente 40 años de mejoras continuas en la tecnología de producción de alúmina, el consumo de energía se ha reducido a aproximadamente 2700 MJ/t (aproximadamente 750 kWh/t) de alúmina. En particular, en vista de las amplias emisiones de CO₂ provocadas por la calcinación de la alúmina y los costes medioambientales y económicos asociados a las mismas, existe aún la demanda de proporcionar un proceso para la calcinación de alúmina con una huella medioambiental reducida.

Por lo tanto, el objetivo de la presente invención es reducir el impacto medioambiental de la producción de alúmina y aumentar su viabilidad económica, especialmente en lo que respecta a las emisiones de CO₂.

Este objetivo se logra mediante el objeto de la reivindicación 1.

Según la presente invención, se propone un proceso para producir óxido de aluminio en el que se calcina hidrato de aluminio en un reactor de calcinación a una temperatura de 700 a 1500 °C, preferentemente de 800 a 1200 °C, en particular de 900 a 1100 °C, preferentemente de 1000 °C $\pm$ 50 °C, de forma particularmente preferida de 980 °C $\pm$ 20 °C.

El reactor de calcinación se calienta directamente y/o indirectamente mediante un caloportador según la invención. Se realiza un calentamiento directo mediante el contacto directo entre el caloportador y el hidrato de aluminio. Este se promueve preferentemente mezclando el caloportador y el hidrato de aluminio. La transferencia de calor indirecta se realiza mediante la separación espacial del caloportador y el hidrato de aluminio, de tal manera que se evita un contacto directo, pero la energía térmica se transfiere del caloportador al hidrato de aluminio. Esta transferencia de calor indirecta puede lograrse mediante un elemento de separación transparente a la radiación térmica o mediante el empleo de un segundo medio de transferencia de calor.

En general, el caloportador y el hidrato de aluminio pueden conducirse simultáneamente o en contracorriente en la etapa de calcinación con las conocidas ventajas y desventajas de estas versiones del proceso.

La presente invención propone además calentar el caloportador por radiación solar en un receptor de alta temperatura. Un receptor de alta temperatura de este tipo se ubica normalmente en la parte superior de una torre y se irradia con energía solar, preferentemente concentrada. Por lo tanto, la energía requerida para la calcinación de hidrato de aluminio para producir óxido de aluminio se proporciona básicamente con cero emisiones de CO₂.

Preferentemente, se utiliza hidrato de aluminio húmedo que tiene una humedad del 1 al 15% en peso, en particular del 3 al 10% en peso, preferentemente del 4 al 8% en peso, de forma muy preferida del 6% $\pm$ 1% en peso, en el proceso de calcinación. El hidrato húmedo puede precalentarse y/o secarse antes de su introducción en el reactor de calcinación. También es posible una introducción directa del hidrato húmedo en el reactor. En general, una introducción directa tiene la ventaja de un calentamiento muy rápido del hidrato, que debido al rápido aumento de la temperatura tiende a romperse en partículas más pequeñas, lo que aumenta el área superficial del material y, por lo tanto, promueve el proceso de calcinación. Por otra parte, el precalentamiento y/o secado aumenta la eficiencia energética, ya que para dicho precalentamiento y/o secado se puede utilizar calor residual, lo que a su vez reduce la demanda energética en la etapa de calcinación. A este respecto, se prefiere particularmente combinar una introducción directa de hidrato en el reactor de calcinación y una etapa de precalentamiento y/o secado en un solo proceso para beneficiarse de los dos efectos descritos anteriormente y además utilizar el fraccionamiento específico del material introducido en la etapa de

precalentamiento y/o secado y del material introducido directamente en el reactor para controlar la temperatura en el interior del reactor.

En una forma de realización preferida, el hidrato de aluminio se calcina en un lecho fluidizado dentro del reactor. Un lecho fluidizado proporciona, en general, una transferencia de calor eficaz y uniforme al material fluidizado. En el presente caso, esto significa una alta tasa de transferencia de energía desde el caloportador a la mezcla de hidróxido de aluminio y/u óxido de aluminio.

La calcinación de hidrato de aluminio en un lecho fluidizado se prefiere particularmente en los casos en los que el reactor de calcinación se calienta directamente, ya que tanto el caloportador como el hidrato de aluminio pueden someterse al mismo lecho fluidizado. Con esto se logra una transferencia de calor muy eficaz entre el caloportador y el hidrato de aluminio debido a una transferencia de calor directa.

Si el hidrato de aluminio se calienta indirectamente por medio del caloportador, se prefiere que el caloportador transfiera energía térmica al gas fluidizante, que es preferentemente inerte en las condiciones del proceso, utilizado en el lecho fluidizado del reactor en el que se calcina el hidrato de aluminio. En este caso, se pueden emplear dos lechos fluidizados para el caloportador y el hidrato de aluminio. En una forma de realización adicional, el caloportador se transfiere a través de elementos de transferencia de calor tales como bobinas o placas de refrigeración ubicadas dentro del lecho fluidizado de la calcinación, calentándose así el hidrato de aluminio indirectamente.

Se prefiere particularmente que el óxido de aluminio producido en el interior del reactor de calcinación y/o el caloportador se someta(n) a un intercambiador de calor, que es preferentemente un intercambiador de calor de lecho fluidizado. De este modo, la energía térmica del producto calcinado y/o el caloportador puede recuperarse y utilizarse en cualquier otra parte del proceso de la invención, por ejemplo para el precalentamiento y/o secado del hidrato de aluminio y/o para la generación de energía. Por lo tanto, la eficiencia energética del proceso se aumenta aún más.

A este respecto, se prefiere particularmente el uso de agua como refrigerante en el intercambiador de calor mencionado anteriormente y que además se convierta en vapor, que se puede utilizar posteriormente para la generación de energía. Esto ofrece un uso adicional de la energía generada y mejores posibilidades de almacenamiento y/o comercialización de esta energía. Preferentemente, el agua se guía a través de elementos de intercambio de calor dispuestos en el interior del intercambiador de calor, preferentemente dentro del lecho fluidizado del intercambiador de calor.

En una forma de realización preferida, el caloportador se almacena en un silo de almacenamiento, que está ubicado preferentemente corriente arriba del reactor. Preferentemente, el caloportador caliente retirado del receptor de alta temperatura se somete al silo de almacenamiento y se almacena en el mismo. De forma particularmente preferida, la corriente de caloportador caliente procedente del receptor de alta temperatura se guía en parte al reactor de calcinación y en parte al silo de almacenamiento. Según una forma de realización preferida, el silo de almacenamiento está aislado térmicamente de forma que la disminución en la temperatura del caloportador almacenado sea inferior a 100 °C por hora, preferentemente inferior a 50 °C por hora, de forma particularmente preferida inferior a 10 °C por hora. Así, el material almacenado mantiene la mayor parte de su energía térmica y es posible un proceso continuo incluso durante la noche y la calcinación es independiente de la radiación solar, al menos durante un periodo inferior a 10 horas. En combinación con una generación de energía y la etapa de almacenamiento descrita anteriormente, el proceso de calcinación descrito en la presente solicitud permite aumentar el factor de capacidad de las plantas de calcinación de energía solar concentrada (CSP) del 65 al 85% si se compara la disponibilidad de la planta de calcinación CSP con la disponibilidad de plantas de energía CSP.

La energía solar térmica actualmente se capta mediante dos sistemas: foco lineal y foco puntual. El foco lineal es menos caro y menos eficiente. Foco puntual: la concentración de la luz solar captada por los espejos que rodean una torre central en un punto ubicado en la parte superior de la torre tiene un potencial mucho mayor con respecto a la eficiencia y el almacenamiento. Por lo tanto, en una forma de realización preferida, se utiliza una pluralidad de helióstatos para dirigir la radiación solar al receptor de alta temperatura, de modo que el caloportador se caliente por medio de la radiación solar en el receptor de alta temperatura. Preferentemente, la orientación de estos helióstatos puede ajustarse a la posición del sol para maximizar la intensidad de la radiación solar dirigida al receptor de alta temperatura.

En otra forma de realización, el caloportador utilizado comprende una corriente de partículas sólidas o incluso puede consistir en las mismas. Esto ofrece la posibilidad de que al menos partes de dichas partículas sólidas se fluidicen en el reactor junto con el hidrato de alumina y, por lo tanto, sea posible una transferencia de calor directa con altas tasas de transferencia de energía. Se prefiere particularmente que, para un transporte más sencillo, estas partículas sólidas se encuentren fluidizadas durante la totalidad del proceso.

Se prefiere particularmente que las partículas sólidas utilizadas como caloportadores no muestren ninguna transición de fase en las condiciones generales del proceso. De forma particularmente preferida, las partículas sólidas tienen un punto de fusión superior a 1200 °C, preferentemente superior a 1300 °C y de forma particularmente preferida superior

a 1400 °C. Esto evita cualquier fusión del caloportador, que no solo consume energía y, por lo tanto, es perjudicial para la eficiencia energética, sino que también daría lugar a la obstrucción del aparato que se utiliza según la invención.

Preferentemente, el material de las partículas sólidas se selecciona del grupo que comprende arena, óxido de aluminio, haluros y/o sulfatos de metales alcalinotérreos, tales como fluorita, especialmente CaF_2 , sulfato de calcio o sulfato de bario. También se pueden usar mezclas de estos compuestos.

En una forma de realización particularmente preferida, el caloportador se separa del óxido de aluminio producido por medio del tamaño de partícula del caloportador y el óxido de aluminio producido después del mezclado en el lecho fluidizado. Naturalmente, esto requiere que el tamaño de partícula medio y/o la distribución del tamaño de partícula respectiva del caloportador y el óxido de aluminio producido difieran al menos parcialmente entre sí.

Con respecto a la cuestión de la separación, se prefiere particularmente que se use óxido de aluminio como caloportador. Se ha observado que con el aumento del tiempo de residencia de los reactantes, el tamaño de partícula disminuye a un tamaño de partícula mínimo específico de 8-150 μm , lo que muy probablemente se explica por la abrasión producida durante el proceso. Según una forma de realización preferida particular, las partículas más pequeñas que tienen un tamaño de partícula inferior a 8-150 μm se descargan del proceso como producto. Las partículas más grandes que tienen un tamaño de partícula superior a 8-150 μm se reciclan al receptor de alta temperatura y, por lo tanto, se mantienen dentro del proceso de calcinación. En consecuencia, incluso en casos de abrasión, el producto no se contamina con el caloportador, ya que el caloportador es en sí mismo el producto diana.

En una forma de realización preferida del proceso de calcinación, el caloportador tiene una temperatura de 200 a 400 °C, en particular de 250 a 350 °C, preferentemente de 300 °C $\pm$ 30 °C, al introducirlo en el receptor de alta temperatura y tiene una temperatura de 1000 a 1200 °C, en particular de 1050 a 1150 °C, preferentemente de 1100 °C $\pm$ 30 °C, al descargarlo de dicho receptor de alta temperatura. A este respecto, se prefiere que el caloportador caliente descargado del receptor de alta temperatura se cargue al menos parcialmente directamente en el reactor, lo que permite minimizar las pérdidas de calor durante el transporte del caloportador. En este contexto, la carga directa del caloportador implica que el caloportador solo se hace pasar por los conductos y las válvulas durante el transporte del mismo desde el receptor de alta temperatura hasta el reactor.

Se prefiere adicionalmente que el caloportador se descargue del reactor con una temperatura de 500 a 700 °C, en particular de 550 a 650 °C, preferentemente de 600 °C $\pm$ 30 °C y se enfríe posteriormente en un intercambiador de calor, que es preferentemente un enfriador de lecho fluidizado. El caloportador así enfriado tiene preferentemente una temperatura de 200 a 400 °C, en particular de 250 a 350 °C, preferentemente de 300 °C $\pm$ 30 °C y posteriormente se introduce de nuevo en el receptor de alta temperatura. De ese modo, se consigue un proceso particularmente eficiente energéticamente.

Preferentemente, una planta está configurada para realizar el proceso de calcinación descrito anteriormente. La planta comprende un reactor, en el que la reacción de calcinación tiene lugar a temperaturas de entre 700 y 1500 °C, preferentemente de entre 800 y 1200 °C, en particular de entre 900 y 1100 °C, preferentemente de entre 1000 °C $\pm$ 50 °C, de forma particularmente preferida de entre 980 °C $\pm$ 20 °C, en el que el hidrato de aluminio se calienta directamente y/o indirectamente por medio de un caloportador. La planta comprende además un receptor de alta temperatura para calentar dicho caloportador mediante radiación solar. En otras palabras, el receptor de alta temperatura está configurado para calentar el caloportador mediante radiación solar dirigida a dicho receptor de alta temperatura.

En una forma de realización preferida, el reactor comprende una pared de separación, que divide el reactor en al menos dos cámaras. De ese modo, el hidrato de aluminio y el óxido de aluminio producido en el interior del reactor pueden separarse del caloportador, que puede conducirse por separado a través del reactor. Naturalmente, la pared de separación permite una transferencia de calor de un lado al otro, de forma que la energía térmica del caloportador caliente pueda transferirse a dicho hidrato de aluminio. Esta forma de realización permite una transferencia de calor indirecta entre el caloportador y el hidrato de aluminio. En consecuencia, cualquier mezcla de producto y caloportador.

Preferentemente, el reactor puede ser un reactor de lecho fluidizado que tenga la ventaja de una muy buena transferencia de calor. Son posibles todos los tipos de reactores de lecho fluidizado, especialmente reactores de lecho fluidizado estacionarios, reactores de lecho fluidizado anulares y reactores de lecho fluidizado circulares.

En otra forma de realización, el reactor puede comprender una precámara, que está configurada para transferir energía térmica del caloportador a un segundo medio de transferencia de calor, tal como aire, que posteriormente se guía a una cámara principal para calentar el hidrato de aluminio en la misma.

Adicionalmente o como alternativa, el reactor puede configurarse también para mezclar hidrato/óxido de aluminio con el caloportador, preferentemente dentro de un lecho fluidizado. Esta forma de realización corresponde a una transferencia de calor directa entre el caloportador y el hidrato de aluminio. Aunque la transferencia de calor directa permite una transferencia de energía térmica más eficaz, generalmente requiere un elemento adicional, tal como un separador de partículas, por lo que la pared de separación y la transferencia de calor indirecta generalmente permiten

las configuraciones de planta más sencillas. Además, la transferencia de calor indirecta puede ser más fácil de implementar en las plantas solares existentes para aumentar el factor de capacidad de la planta (disponibilidad de la planta con respecto a la producción continua 24/365).

En otra forma de realización preferida, la planta comprende al menos un intercambiador de calor ubicado corriente abajo del reactor, considerándose la dirección de flujo del caloportador y/o el óxido de aluminio producido. En otras palabras, el caloportador y/o el óxido de aluminio producido se someten al intercambiador de calor después de retirarlos del reactor. En consecuencia, el intercambiador de calor, que es preferentemente un intercambiador de calor de lecho fluidizado, está configurado para recibir el caloportador y/o el óxido de aluminio del reactor de calcinación y preferentemente gas fluidizante para la fluidización de dicho caloportador y/u óxido de aluminio. En particular, para la transferencia de calor directa en el interior del reactor se prefiere someter simplemente la mezcla de caloportador y óxido de aluminio al intercambiador de calor y enfriar ambos simultáneamente. Esto tiene la ventaja de que se puede recuperar la energía térmica de ambos de una forma sencilla y rentable, ya que se utiliza el mismo intercambiador de calor para ambos materiales.

En otra forma de realización preferida, la planta comprende al menos un silo de almacenamiento para recibir el caloportador caliente, preferentemente directamente desde el receptor de alta temperatura, y almacenar dicho caloportador durante un periodo de duración ajustable. En otras palabras, el silo de almacenamiento está configurado para recibir y almacenar caloportador caliente. Preferentemente, el silo de almacenamiento comprende un aislamiento térmico para mantener la temperatura del caloportador almacenado y minimizar las pérdidas de calor. En caso de que la radiación solar no sea suficiente para calentar el caloportador a la temperatura requerida, por ejemplo debido a las nubes o a otras perturbaciones en la intensidad de la radiación solar, puede retirarse caloportador caliente almacenado del silo de almacenamiento y someterse al reactor para mantener la temperatura de calcinación requerida en el mismo. Se prefiere particularmente que el tamaño de los silos de almacenamiento se ajuste de tal manera que la planta pueda funcionar de forma continua, incluso durante la noche. En consecuencia, la calcinación y una producción preferida de electricidad son independientes de la irradiación solar, lo que aumenta el factor de capacidad (un término utilizado para plantas de energía solar concentrada para expresar la disponibilidad de la planta con respecto a una disponibilidad $24/365 = 100\%$) de la planta a del 65 al 85%.

En una forma de realización preferida particular, se emplea una pluralidad de helióstatos para dirigir la radiación solar hacia el receptor de alta temperatura. Estos helióstatos son preferentemente ajustables, de forma que su orientación permita dirigir la radiación solar al receptor de alta temperatura independientemente de la posición del sol. De ese modo, la radiación solar puede enfocarse en el receptor de alta temperatura, de tal manera que la intensidad de la radiación se maximice y el caloportador se caliente a las temperaturas requeridas.

En otra forma de realización preferida, la planta comprende un separador de partículas ubicado corriente abajo del reactor. Un separador de partículas de este tipo está configurado para separar el óxido de aluminio producido del caloportador mediante tamaños de partícula diferentes, por ejemplo un ciclón o cualquier tipo de filtro. En otra forma de realización, dicho separador de partículas o un separador de partículas adicional también puede configurarse para separar el óxido de aluminio del hidrato de aluminio sin reaccionar.

También se desprenden de la descripción del proceso siguientes desarrollos y ventajas en las posibilidades de aplicación de la invención. Todas las características descritas y/o ilustradas en los dibujos constituyen el objeto de la invención por sí mismas o en cualquier combinación, independientemente de su inclusión en las reivindicaciones o las referencias previas de las mismas.

En las figuras:

La figura 1 muestra una primera forma de realización, en la que el hidrato de aluminio se calcina utilizando un intercambio de calor directo con el caloportador,

La figura 2 muestra una segunda forma de realización, en la que el hidrato de aluminio se calcina usando un intercambio de calor indirecto con el caloportador.

La figura 1 muestra una primera forma de realización de una planta configurada para llevar a cabo el proceso de calcinación según la invención. El hidrato de aluminio húmedo, que preferentemente tiene una temperatura de 60 °C y una humedad del 5,66% en peso, se introduce en el proceso de calcinación a través del conducto 1, por ejemplo a una velocidad de 212 t/h, y se divide en dos corrientes por el divisor 2. Más de la mitad del hidrato de aluminio introducido en el proceso, en un ejemplo el 80,5% en peso de la cantidad total, se conduce a través del conducto 3 al venturi 4 para su precalentamiento y su secado. La fracción restante, en este ejemplo, el 19,5% en peso de la totalidad del hidrato de aluminio, se introduce en el reactor de lecho fluidizado 5 para la calcinación a óxido de aluminio para el control de la temperatura a través del conducto 6.

Después de que la parte principal del hidrato de aluminio húmedo se haya introducido en el proceso, el hidrato se seca y se precalienta a 110 °C en el interior del venturi 4. Para ello, se introduce por un conducto 7 una corriente de gas,

preferentemente aire, posiblemente con sólidos arrastrados y agua vaporizada al venturi 4. También es posible dirigir una pequeña porción del caloportador al venturi 4 a través del conducto 39 tal como se describirá más adelante.

5 La corriente de gas introducida a través del conducto 7 se ajusta de tal manera que todo el hidrato de aluminio precalentado y al menos parcialmente secado se guíe por el conducto 8 al ciclón 9, en el que se separan el aire y los sólidos arrastrados.

10 El venturi 4 y el ciclón 9 en combinación forman (con los respectivos conductos) una etapa de precalentamiento. Según la invención, se pueden emplear n veces varias etapas de precalentamiento. Cada salida de aire del ciclón asignado a una etapa de precalentamiento corriente arriba guía el aire a la entrada del venturi asignado a una respectiva etapa de precalentamiento corriente abajo. De forma similar, la salida de sólidos del ciclón asignado a una etapa de precalentamiento corriente abajo introduce los sólidos en un venturi de una respectiva etapa de precalentamiento corriente arriba. De este modo se pueden emplear varias etapas de precalentamiento dependiendo de los requisitos específicos del proceso o la planta. Con cada etapa de precalentamiento, la temperatura del hidrato de aluminio aumenta y se puede lograr un secado adicional. Por ejemplo, en una segunda etapa de precalentamiento, la temperatura dentro del respectivo venturi puede ser de 280 °C, mientras que la temperatura dentro del respectivo venturi de la primera etapa de precalentamiento puede ser de 110 °C. En general, el número de etapas de precalentamiento se selecciona de modo que se maximice la recuperación de energía para el sistema.

20 Los gases de combustión del ciclón 9 (o el ciclón respectivo de la última etapa de precalentamiento) se retiran a través del conducto 10 y se someten a un aparato de eliminación de polvo 11, por ejemplo un precipitador electrostático (ESP), para limpiar los gases de combustión del material arrastrado. Los gases de combustión, por ejemplo, tienen 50 mg/Nm³ de contenido de polvo remanente (Nm³ se refiere al volumen del gas respectivo en condiciones normales, a saber, p = 1,01 barA, T = 273,16 K) y finalmente se guían a la turbina 12 a través del conducto 13. La turbina 12 utiliza la velocidad de gas de los gases de combustión para generar energía, que puede almacenarse o utilizarse en otro lugar. Finalmente, los gases de combustión limpios con una temperatura típica de 112 °C (con dos etapas de precalentamiento empleadas) y a una velocidad típica de 141.770 Nm³/h se descargan a través del conducto 14 y a través de una chimenea no mostrada a la atmósfera.

30 Los sólidos separados, obtenidos en el ciclón de la última etapa de precalentamiento, en este caso el ciclón 9, se descargan a través del conducto 15 y se guían a través del conducto 16 al mezclador 17 pasando por el divisor 18. Mediante el ajuste de la cantidad de sólidos sometidos al reactor 5 y la cantidad de sólidos sometidos al mezclador 17 por el divisor 18, la temperatura de calcinación puede controlarse. Desde el mismo, se introducen en el mezclador 17 a través del conducto 15'. Los sólidos remanentes (en este ejemplo, el 35% en peso) se introducen directamente en el reactor 5 tal como se describirá con más detalle a continuación. Los sólidos separados por el aparato de eliminación de polvo 11 se guían a través del conducto 19 al mezclador 17.

40 El mezclador 17 se utiliza principalmente para mezclar aire. En principio, se pueden emplear mezcladores adicionales en varias etapas del proceso. El denominado aire sucio, correspondiente al aire que incluye sólidos arrastrados y vapor de agua, se retira del mezclador 17 a través del conducto 20 y se introduce al menos parcialmente en el venturi 4 de la primera etapa de precalentamiento. Si se emplean varias etapas de precalentamiento, el aire sucio también puede introducirse al menos parcialmente en la última etapa de precalentamiento o puede dividirse mediante un divisor (no mostrado) para ajustar la cantidad de aire sucio introducido en las respectivas etapas de precalentamiento.

45 Tanto el venturi 21 como el mezclador 17 reciben aire del soplador 25 a través de los conductos 26 y 27, respectivamente, y sirven como etapas de precalentamiento de aire. En particular, el aire suministrado a través del conducto 28 al soplador 25 se precalienta mediante intercambio de calor con los sólidos calientes en el mezclador 17 y el venturi 21. Para un proceso típico, se introducen 30.000 Nm³/h de aire con una temperatura de 25 °C por el conducto 28 al proceso. En el mezclador 17, que actúa como etapa de precalentamiento de aire, el aire precalentado arrastra sólidos y contiene agua vaporizada (aire sucio) y se somete a las respectivas etapas de precalentamiento a través del conducto 20 tal como se ha explicado anteriormente.

55 Las partículas sólidas se retiran del mezclador 17 y se alimentan al venturi 21 por el conducto 22. En dicha forma de realización, el venturi 21 opera como un precalentador de gas mediante transferencia del calor residual desde el óxido de aluminio calcinado y/o el caloportador al aire, que se retira del venturi 21 junto con sólidos que están siendo arrastrados con dicho aire a través del conducto 23. Una temperatura típica en el mezclador 17 es de 831 °C y una temperatura típica en el venturi 21 es de 806 °C. La mezcla de aire/sólidos procedente del venturi 24 se introduce en el ciclón 24, en el que se separan ambos.

60 Volviendo ahora al hidrato de aluminio alimentado al reactor 5 a través del conducto 6, el hidrato se calcina, por ejemplo con una temperatura típica de 980 °C dentro del reactor 5. El calor de calcinación se proporciona por medio de un caloportador alimentado al reactor 5 a través del conducto 29. Para la etapa del proceso descrita, son típicos una temperatura de 1100 °C y un caudal másico de 1057 t/h.

65 En el reactor 5, la energía térmica proporcionada por el caloportador se transfiere al hidrato de aluminio mediante un mezclado directo, ya que el reactor está diseñado como un reactor de lecho fluidizado. A través del conducto 30 se

suministra al reactor 5 aire de fluidización. Preferentemente, este aire se ha precalentado dentro del venturi 21 y se ha separado de los sólidos en el ciclón 24 tal como se ha explicado anteriormente. El producto calcinado junto con el caloportador se somete a través del conducto 31 al ciclón 32, en el que los sólidos arrastrados se separan del aire. Los sólidos separados se retiran del ciclón 32 por el conducto 33 y se introducen en el mezclador 17.

De una forma similar en comparación con el venturi 4 y el ciclón 9 que forman una etapa de precalentamiento, el reactor 5 y el ciclón 32 forman una etapa de calcinación, cuyo diseño general puede emplearse varias veces para ajustar el tiempo de calcinación y la eficiencia energética. Por ejemplo, puede emplearse una segunda etapa de calcinación (no mostrada) que comprende un reactor de calcinación adicional y un ciclón corriente abajo. En este caso, los sólidos retirados del ciclón 32 se introducen en el segundo reactor de calcinación, se guían a un segundo ciclón y después se introducen en el mezclador 17 tal como se ha descrito anteriormente. Para una segunda etapa de calcinación de este tipo, el aire se introduciría en primer lugar en el reactor de la segunda etapa de calcinación y se guiaría a través del ciclón de la segunda etapa de calcinación al reactor de la primera etapa de calcinación. Posteriormente, se sigue la trayectoria descrita anteriormente.

Además, se puede introducir una corriente adicional de hidrato de aluminio precalentado y posiblemente óxido de aluminio calcinado y caloportador a través del conducto 34 desde el divisor 18 al reactor 5. Dado que la corriente de sólidos del conducto 34 presenta una temperatura que corresponde básicamente a la temperatura de la última etapa de precalentamiento (por ejemplo, 280 °C o 110 °C), el ajuste del tamaño de la corriente en el conducto 34 a través del divisor 18 permite controlar adicionalmente la temperatura dentro del reactor 5.

En conclusión, la forma de realización descrita permite controlar la temperatura de calcinación mediante el ajuste de la relación de corrientes en los conductos 3 y 6 y la relación de corrientes en los conductos 16 y 34. En otras palabras, el control de la temperatura de calcinación puede basarse, entre otras cosas, en el control de los divisores 2 y 18 y es posible un ajuste rápido de las condiciones del proceso. De este modo, el proceso puede reaccionar a cambios en la energía suministrada, por ejemplo provocados por el movimiento de las nubes, de manera que se evite el sobrecalentamiento de los sólidos, lo que va en detrimento de la eficiencia energética y la calidad del producto.

Ahora, centrándonos en el caloportador, el mismo se introduce en un receptor de alta temperatura (normalmente un receptáculo en el que la radiación solar se enfoca, se absorbe y se distribuye al material del interior de tal manera que el calentamiento se puede maximizar siempre que los helióstatos estén expuestos al sol) 35 a través del conducto 36. Una temperatura típica es en este caso una temperatura de entrada de 300 °C y un caudal másico típico es de 1057 t/h. En el receptor de alta temperatura 35, el caloportador se calienta mediante radiación solar, por ejemplo a temperaturas de 1100 °C correspondientes a una potencia de 296,6 MW.

El caloportador es preferentemente óxido de alúmina, pero también se pueden usar otros sólidos tales como arena o sales de calcio. El caloportador caliente se retira a través del conducto 37 y se guía al divisor 38, en el que la corriente de caloportador caliente puede dividirse en al menos dos corrientes. Preferentemente, todas las corrientes están fluidizadas. Una corriente se guía a través del conducto 29 al reactor 5 tal como se ha descrito anteriormente. Otra corriente parcial de caloportador caliente puede guiarse a través de 39 al venturi 4 de la etapa de precalentamiento. Esto permite un ajuste de la temperatura en la etapa de precalentamiento. En particular, para iniciar el funcionamiento de la planta, se prefiere someter una parte del caloportador a la etapa de precalentamiento. De este modo, se puede compensar la baja temperatura inicial del aire sometido a la etapa de precalentamiento y se logra un precalentamiento y/o un secado suficientes. Una corriente parcial adicional (no mostrada) puede dirigirse a un silo de almacenamiento (no mostrado).

El caloportador caliente introducido en el reactor 5 se mezcla con el hidrato de aluminio para la transferencia directa de calor. De ese modo, el propio reactor 5 funciona como una cámara de mezclado. Los sólidos, que comprenden caloportador, óxido de aluminio (calcinado) y posiblemente hidrato de aluminio sin reaccionar, se retiran a través del conducto 31 tal como se ha descrito anteriormente. Después de pasar por el ciclón 32, el mezclador 17, el venturi 21 y el ciclón 24, los sólidos se introducen a través del conducto 40 en el intercambiador de calor 41.

En el intercambiador de calor 41, preferentemente construido como un enfriador de lecho fluidizado, el calor de los sólidos introducidos se recupera mediante un medio de transferencia de calor, en este caso agua, introducido a través del conducto 42 a un segundo enfriador de lecho fluidizado 43 a una temperatura típica de 50 °C y una presión de 55 bar.

Corriente abajo del intercambiador de calor 43, preferentemente construido como un enfriador de lecho fluidizado, la temperatura del medio de transferencia de calor ha aumentado, por ejemplo a 246 °C, y se alimenta al intercambiador de calor 41, en el que el agua se calienta adicionalmente, por ejemplo a 450 °C, por lo que se genera vapor. El medio de transferencia de calor se guía a través de elementos de transferencia de calor, que se emplean, por ejemplo, dentro de los respectivos lechos fluidizados en el enfriador 41 y 42. De ese modo, los sólidos se enfrían y el medio de transferencia de calor, en este caso agua, se convierte en vapor que se alimenta a la turbina 44 a través del conducto 45 a una velocidad de 248 t/h. Preferentemente, la turbina 44 es una turbina de alta eficacia con una eficacia del 85% y genera electricidad. Con los parámetros dados como ejemplo se genera una potencia eléctrica de 64,8 MW. Por

tanto, el proceso descrito permite prescindir de cualquier combustible carbonoso convencional para la calcinación del óxido de aluminio e incluso proporciona energía eléctrica en exceso.

- 5 El vapor sale de la turbina 44 a través del conducto 46 y se alimenta a un condensador no mostrado. El condensado de dicho condensador puede alimentarse de nuevo al enfriador de lecho fluidizado 43 a través del conducto 42, proporcionando así un ciclo cerrado de medio de transferencia de calor. El agua de refrigeración para el condensador normalmente se suministra al mismo a una temperatura, por ejemplo, de 30 °C, y se retira del mismo, por ejemplo, a 40 °C, en ambos casos, por ejemplo, a una velocidad de 12.863 t/h.
- 10 Ambos intercambiadores de calor 41 y 43 están contruidos preferentemente como enfriadores de lecho fluidizado alimentados con aire fluidizante, dependiendo del área del lecho fluidizado respectivo. Los valores típicos son 9850 Nm³/h de aire a 25 °C al enfriador de lecho fluidizado 41 y 2380 Nm³/h de aire a 25 °C al enfriador de lecho fluidizado 43.
- 15 Los sólidos introducidos a través del conducto 40 se enfrían a 300 °C en el intercambiador de calor 41 y se retiran del mismo a través del conducto 47. Posteriormente, el óxido de aluminio producto se aísla en un separador de partículas 48, por ejemplo un tamiz, y se introduce en el intercambiador de calor 43 a través del conducto 49. Enfriándose, por ejemplo, a 70 °C en el intercambiador de calor 43, el producto se descarga del proceso a través del conducto 50.
- 20 Los sólidos remanentes separados del producto a través del separador de partículas 48 se reciclan al receptor de alta temperatura 35 a través del conducto 36 a una temperatura de 300 °C tal como se ha descrito anteriormente. Se prefiere además que el separador de partículas 48 retire los sólidos que tengan un tamaño de partícula inferior a 8-150 µm, lo que garantiza que solo se retire el óxido de aluminio calcinado y se mantenga el hidrato de aluminio en el proceso.
- 25 Se prefiere el uso de óxido de aluminio como caloportador debido al hecho de que, incluso en el caso de problemas en la separación del caloportador y el producto diana, se garantiza una alta pureza del producto. Sin embargo, en este caso, un conducto que no se muestra tiene que mezclar una corriente de producto en el ciclo de transferencia de calor antes de que ingrese al receptor de alta temperatura 35 para compensar las pérdidas del caloportador.
- 30 En una segunda forma de realización que se muestra en la figura 2, la transferencia de calor se realiza indirectamente, de manera que no se produce ni un mezclado ni un contacto directo entre el caloportador y el hidrato de aluminio o el óxido de aluminio. El siguiente análisis se centra en las diferencias entre las formas de realización de las figuras 1 y 2; se hace referencia a los elementos que son idénticos a los de la figura 1 utilizando los mismos números de
- 35 referencia.
- En la forma de realización que se muestra en la figura 2, la transferencia de calor indirecta se realiza proporcionando un reactor 5a que tiene dos cámaras separadas A y B para recibir el hidrato de aluminio y el caloportador. Ambas cámaras están aisladas entre sí por una pared de separación, de manera que se pueda transferir energía térmica del
- 40 caloportador al hidrato de aluminio, pero se evite el contacto directo de ambos materiales. En una forma de realización alternativa (no mostrada), la energía térmica se puede transferir a través de un medio de transferencia de calor adicional, tal como aire.
- Centrándonos en el caloportador, por ejemplo arena, este se calienta en el receptor de alta temperatura 35 tal como
- 45 se ha descrito anteriormente y se retira del mismo por el conducto 53. El caloportador caliente, que tiene, por ejemplo, una temperatura de 1100 °C, se introduce directamente en la cámara A del reactor 5a para calcinar hidrato de aluminio o se almacena en un silo de almacenamiento (no mostrado), en particular para su uso durante la noche y que permite el funcionamiento continuo de la planta. Una vez ha pasado a través de la cámara A del reactor 5a, el caloportador se
- 50 retira del reactor 5a a través del conducto 51, por ejemplo a una temperatura de 600 °C, y se introduce en el intercambiador de calor 43a, en el que se enfría el caloportador, por ejemplo a 300 °C, y se retira a través del conducto 52. Posteriormente, el caloportador enfriado se vuelve a introducir en el receptor de alta temperatura a través del conducto 52, por ejemplo a 300 °C, para recalentarlo en el mismo. En esta forma de realización, el caloportador se guía en un bucle de reciclaje interno cerrado.
- 55 Centrándonos ahora en el paso del hidrato de aluminio, este se introduce en la segunda cámara B del reactor 5a a través de los conductos 6, 30 y 34 tal como se ha descrito anteriormente. Los sólidos se retiran, por ejemplo a 980 °C, de la cámara B por el conducto 31 y se procesan adicionalmente por medio del ciclón 32 como también se ha explicado en detalle anteriormente. Finalmente, la presente forma de realización se desvía de la forma de realización de la figura 1 en que se puede omitir un separador de partículas. Más bien, el óxido de aluminio puro retirado del ciclón 24 se
- 60 introduce en el intercambiador de calor 41 a través del conducto 40 y se enfría, por ejemplo a 70 °C. Dado que el óxido de aluminio se obtiene con una pureza suficiente, no se requiere ninguna etapa de separación adicional.
- Ambos intercambiadores de calor 41a y 43a están conectados en serie y se alimentan con agua como medio
- 65 refrigerante, que se introduce a través del conducto 54, por ejemplo a 50 °C y 55 bar. Por medio de la transferencia de calor de los sólidos, el agua se calienta, por ejemplo a 246 °C, en el intercambiador de calor 41a. Posteriormente, se introduce en el intercambiador de calor 43a y se convierte en vapor, por ejemplo con una temperatura de 450 °C y

una presión de 50. El vapor se retira del intercambiador de calor 43a a través del conducto 55 y se introduce en la turbina 4 (con una eficacia típica del 85%). Usando los valores de ejemplo dados, se generan 24,7 MW de energía eléctrica.

5 El vapor de la turbina 44 se retira a través del conducto 56 y puede enfriarse en un condensador (no mostrado) tal como se ha descrito anteriormente. En comparación con el calentamiento directo descrito en la figura 1, se produce menos energía eléctrica debido a las pérdidas de calor provocadas por la transferencia de calor indirecta. Sin embargo, se puede omitir una etapa de separación adicional y el proceso descrito en la figura 2 puede ser más fácil de implementar en las plantas existentes.

10

Números de referencia

1 conducto

15

1 divisor

3 conducto

4 venturi

20

5 y 5a reactor

6-8 conducto

25

9 ciclón

10 conducto

30

11 aparato de eliminación de polvo

12 turbina

13-16 conducto

35

17 mezclador

18 divisor

19 y 20 conducto

40

21 venturi

22 y 23 conducto

45

24 ciclón

25 soplador

26-31 conducto

50

32 ciclón

33 y 34 conducto

55

35 receptor de alta temperatura

36 y 37 conducto

38 divisor

60

39 y 40 conducto

41, 41a intercambiador de calor

65

42 conducto

	43, 43a	intercambiador de calor
	44	turbina
5	45-47	conducto
	48	separador
10	49-56	conducto

REIVINDICACIONES

- 5 1. Un proceso para la producción de óxido de aluminio a partir de hidrato de aluminio en una reacción de calcinación a temperaturas de entre 700 y 1500 °C en un reactor, que se calienta directamente y/o indirectamente por medio de un caloportador, caracterizado por que el caloportador se calienta por medio de radiación solar en un receptor de alta temperatura.
- 10 2. Un proceso según la reivindicación 1, caracterizado por que el hidrato de aluminio se calcina en un lecho fluidizado dentro del reactor.
3. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que después de pasar por el reactor, el óxido de aluminio y/o el caloportador se somete(n) a un intercambiador de calor.
- 15 4. Un proceso según la reivindicación 3, caracterizado por que se utiliza agua como refrigerante y se convierte en vapor, que se utiliza para la generación de energía.
5. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que el caloportador se almacena en un silo de almacenamiento.
- 20 6. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que la radiación solar se dirige al receptor de alta temperatura por medio de una pluralidad de helióstatos.
- 25 7. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 2 a 6, caracterizado por que el caloportador comprende una corriente de partículas sólidas con un punto de fusión superior a 1200 °C y al menos partes de dichas partículas sólidas se fluidifican en el reactor junto con el hidrato de alúmina.
8. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 2 a 7, caracterizado por que el caloportador se separa del óxido de aluminio producido utilizando el tamaño de partícula del caloportador y del óxido de aluminio producido.
- 30 9. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que el caloportador se somete al receptor de alta temperatura con una temperatura de 200 a 400 °C, se descarga del mismo con una temperatura de 1000 a 1200 °C y posteriormente se carga al reactor, del que se descarga el caloportador con una temperatura de 500 a 700 °C y se enfría en un intercambiador de calor a temperaturas de 200 a 400 °C y posteriormente se recicla al receptor de alta temperatura.

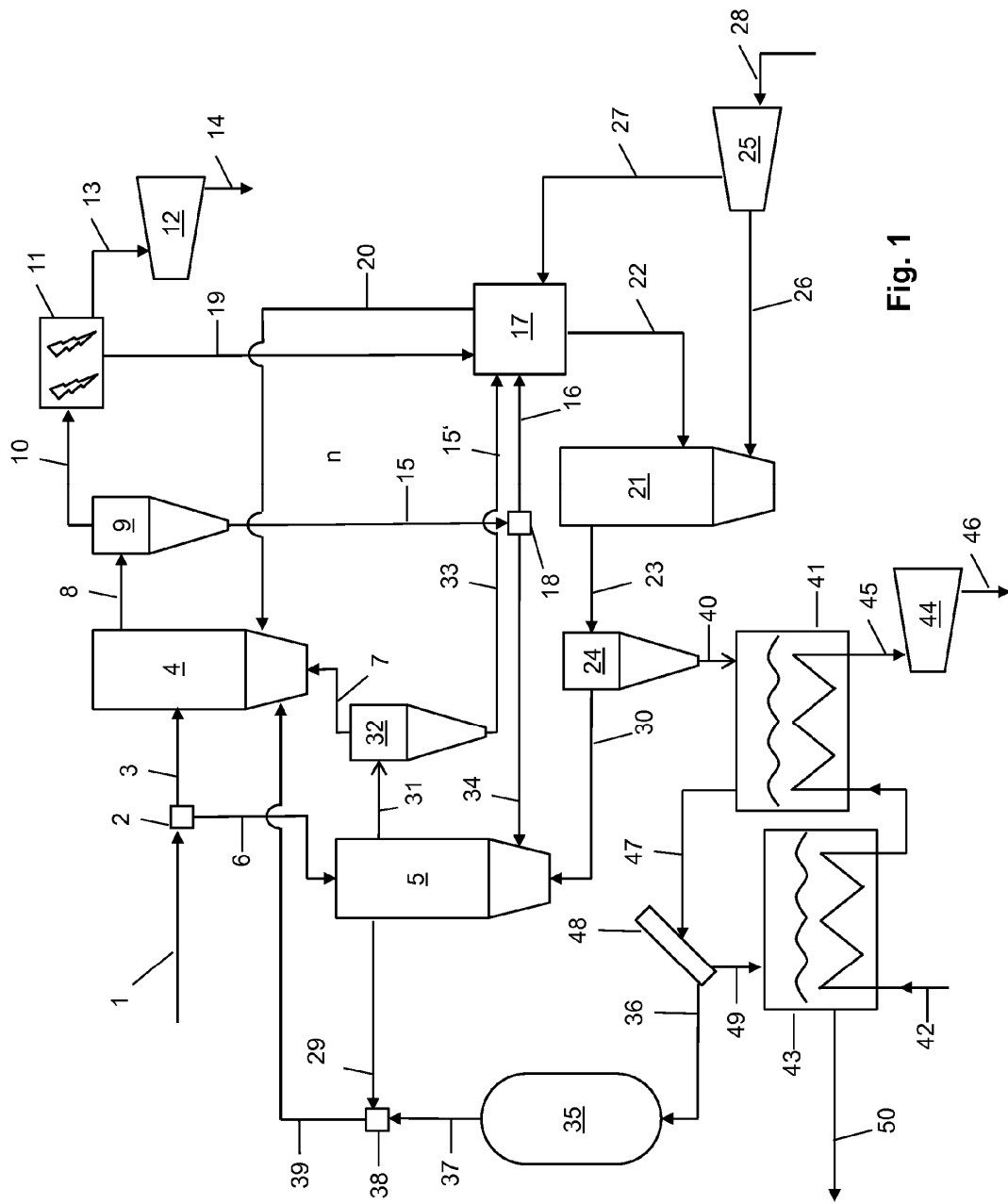


Fig. 1

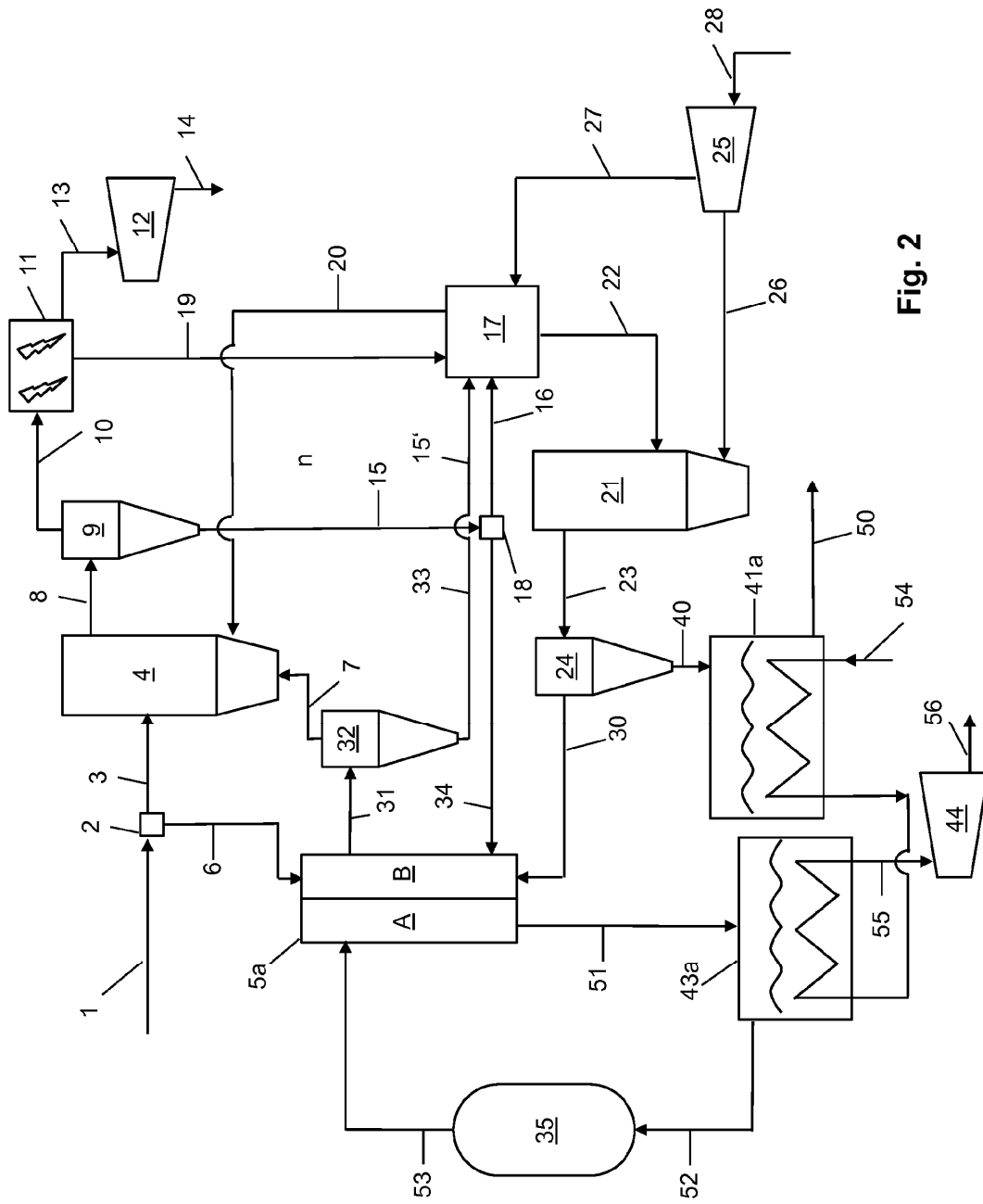


Fig. 2