



República Federativa do Brasil
Ministério de Desenvolvimento, Indústria,
e Comércio Exterior
Instituto Nacional da Propriedade Industrial

(21) PI 0809403-9 A2



(22) Data de Depósito: 18/03/2008
(43) Data da Publicação: 16/09/2014
(RPI 2280)

(51) Int.Cl.:
C01B 13/18
C01F 7/44
B01J 8/24

(54) Título: PROCESSO E INSTALAÇÃO PARA
PRODUZIR ÓXIDO METÁLICO A PARTIR DE SAIS
METÁLICOS

(57) Resumo:

(30) Prioridade Unionista: 22/03/2007 DE 10 2007 014 435.2

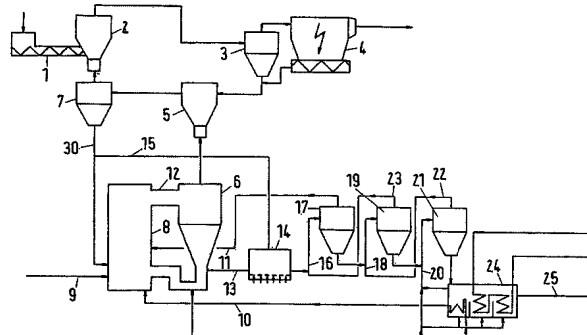
(73) Titular(es): Outotec Oyj

(72) Inventor(es): Cornelis Klett, Erwin Schmidbauer, Günter
Schneider, Michael Missalla

(74) Procurador(es): Dannemann, Siemsen, Bigler &
Ipanema Moreira

(86) Pedido Internacional: PCT EP2008002145 de
18/03/2008

(87) Publicação Internacional: WO 2008/113553 de
25/09/2008



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para **"PROCESSO E INSTALAÇÃO PARA PRODUIR ÓXIDO METÁLICO A PARTIR DE SAIS METÁLICOS"**.

A presente invenção refere-se a um processo para produzir óxi-
do metálico a partir de hidróxido de metal ou outros sais metálicos, em parti-
5 particular a partir de hidróxido de alumínio, em que o sal metálico é seco e preaquecido em pelo menos um primeiro estágio de preaquecimento a uma temperatura de 100 a 200°C, pré-calcinado em um segundo estágio de preaquecimento a uma temperatura de 200 a 500°C e então calcinado em um
10 reator a uma temperatura de 850 a 1100°C para obter óxido metálico, onde o fluxo parcial dos sais metálicos não é introduzido no reator e misturado com óxido metálico removido do reator, e em que o produto obtido é, então, resfriado.

Tal processo para produzir alumina (Al_2O_3) a partir de tri-
15 hidróxido de alumínio ($Al(OH)_3$) é conhecido, por exemplo, junto ao documento DE 195 42 309 A1. Aqui, primeiramente, o tri-hidróxido de alumínio úmido é seco em um primeiro preaquecedor de suspensão com gás residual a uma temperatura de cerca de 300°C, que é fornecido de um separador de ciclone, e preaquecido a uma temperatura de cerca de 160°C. Mediante a
20 separação em um separador de ciclone, os sólidos são fornecidos a um segundo preaquecedor de suspensão, onde esses são secos com gás residual do ciclone de recirculação de um leito fluidizado circulante, passam através de um separador de ciclone e, então, são carregados para um reator de leito fluidizado do leito fluidizado circulante, onde o hidróxido de alumínio é calci-
25 nado a temperaturas de cerca de 950°C para obter alumina. Antes do segundo preaquecedor de suspensão, o fluxo parcial do tri-hidróxido de alumínio preaquecido no primeiro preaquecedor de suspensão é dividido e misturado com alumina quente removida do ciclone de recirculação do leito fluidizado circulante. Aqui, um tempo de mistura de pelo menos dois minutos é
30 fornecido. Subsequentemente, a mistura de produto quente é resfriada em um resfriador de suspensão de vários estágios em contato direto com ar e é, então, fornecida a um resfriador de leito fluidizado para resfriamento final.

Embora a alumina de maior qualidade possa ser produzida com o processo conhecido da DE 195 42 309 A1, esse processo ainda apresentará algumas desvantagens. O tri-hidróxido de alumínio dividido do primeiro preaquecedor de suspensão possui uma temperatura de cerca de 160°C e é

5 misturado com alumina removida do forno de leito fluidizado a uma temperatura de cerca de 1000°C. Devido à baixa temperatura do hidróxido de alumínio desidratado e ao alto gasto de energia para calcinação, simplesmente uma quantidade relativamente pequena de hidróxido de alumínio pode ser dividida como fluxo parcial e ser misturada à alumina. Na prática, descobriu-

10 se que a quantidade desse fluxo parcial é cerca de 10%, para garantir que a mistura de produto seja otimamente calcinada no tanque de mistura. Devido ao baixo teor de hidróxido de alumínio conduzido em torno do reator, um alto gasto é exigido para atingir uma boa mistura com uma distribuição uniforme do hidróxido de alumínio no tanque de mistura. Ademais, a mistura é prejudicada, pois gera-se muito fluxo mediante a desidratação do tri-hidróxido de

15 alumínio. Essa geração de fluxo resulta em diferenças locais em temperatura (sub-resfriamento local devido ao calor exigido para evaporação). O fluxo gerado também afasta as partículas de reação das partículas de alumina e resulta nas partículas flutuantes sobre a alumina quente, de modo que essas

20 não possam ser incorporadas. Com uma mistura não-otimizada, entretanto, a eficiência de energia está ameaçada. Ademais, ambos resultam em um prolongamento do tempo de retenção, para garantir uma calcinação suficiente. Ademais, a grande diferença de temperatura entre a alumina quente de cerca de 1000°C e o hidróxido de alumínio quente de cerca de 160°C resulta

25 em um choque térmico das partículas de hidróxido de alumínio conduzidas em torno do reator. Esse choque térmico pode resultar na separação de partículas mais fracas e na formação aumentada de pó.

O documento WO 2005/005318 A2 descreve um processo para produzir óxido metálico a partir de hidróxido de metal em que o hidróxido de

30 metal preaquecido é pelo menos parcialmente fornecido através de pelo menos um conduto de distribuição pneumático e através de um ciclone de separação a jusante a um reator de leito fluidizado. O óxido metálico

produzido por aquecimento é misturado em um recipiente de mistura com um fluxo parcial do hidróxido de metal, de modo que o hidróxido de metal preaquecido seja adicionalmente aquecido e pelo menos parcialmente calcinado. De preferência, esse conduto de passagem do hidróxido de metal é introduzido na câmara de mistura do primeiro ciclone de separação, porém também pode ser removido de outras partes da instalação. Não se descreve como a divisão dos fluxos parciais é obtida.

Junto a WO 2006/106443 A2 sabe-se que na produção de alumina a partir de tri-hidróxido de alumínio, o fluxo parcial da alumina é dividido após o forno de calcinação, antes da introdução nos estágios de resfriamento, e é carregado em um reator, onde é misturado com pó de filtro obtido do gás residual do estágio de preaquecimento. A mistura é ajustada de modo que uma temperatura de 310 a 325°C seja obtida no reator. A mistura de produto é então carregada em um segundo estágio de resfriamento e misturada com a alumina já pré-resfriada do forno de calcinação. Nas temperaturas de no máximo 325°C existentes no reator, uma desidratação completa do pó de hidróxido de alumínio fornecido à unidade de filtro pode, entretanto, não ser obtida sem um tempo de retenção extremamente longo de algumas horas, prejudicando a qualidade do produto ou eficiência de energia.

Na técnica anterior (conforme por exemplo, DE 31 07 711 A1), um autodenominado obstrutor de abertura é frequentemente usado para dividir fluxos de sólidos, que é uma válvula mecânica de sólidos sob a forma de uma lança com uma ponta em formato de cone que se ajusta em uma abertura em formato de cone correspondente da parede de tanque. Mediante a remoção ou inserção da lança na abertura, o corte transversal é aumentado ou reduzido, de modo que a corrente seja interrompida. Um problema em se utilizar esse obstrutor de abertura é o fato de que o obstrutor de abertura de controle inclui partes mecanicamente móveis que estão em contato com os sólidos quentes. Portanto, esse deve ser resfriado por resfriamento em água.

No processo conhecido junto a WO 2006/106443 A2, a separação do fluxo parcial de alumina após o forno de calcinação é realizada por

meio de uma válvula deslizante. Ao longo do tempo, entretanto, as temperaturas quentes da alumina calcinada resultam em um desgaste da válvula deslizante e, então, em uma deterioração da qualidade de controle.

5 No processo conhecido junto a DE 195 42 309 A1, um meio de controle, onde as partes mecanicamente móveis estão em contato com os sólidos com uma temperatura de apenas cerca de 160°C, pode ser usado sem maiores problemas. Entretanto, se a divisão do fluxo de sólidos for realizada em uma temperatura muito maior, outra solução terá de ser encontrada.

10 Portanto, o objetivo da invenção é aprimorar adicionalmente a qualidade de produto e eficiência de energia quando se produz óxidos metálicos, em particular alumina. Em um processo como mencionado acima, esse objetivo é substancialmente esclarecido com a invenção, pois o fluxo parcial do sal metálico é dividido após a pré-calcinação, pelo menos parcial, no segundo estágio de preaquecimento e fornecido a um tanque de mistura, no qual esse é misturado com o óxido metálico removido do reator.

15 De acordo com a presente invenção, entende-se que a pré-calcinação é a desidratação parcial ou remoção de compostos, por exemplo, HCl e NO_x. A calcinação, entretanto, refere-se à desidratação completa ou remoção de compostos, por exemplo, SO₂. Os sais metálicos de acordo com a invenção são, de preferência, hidróxido de metal ou carbonato de metal, em particular hidróxido de alumínio.

20 Quando se utiliza tri-hidróxido de alumínio como matéria-prima, o tri-hidróxido de alumínio é pré-calcinado pela temperatura elevada no segundo estágio de preaquecimento e pelo menos parcialmente convertido em mono-hidrato de alumínio (AlOOH). Se o mono-hidrato de alumínio for misturado com a alumina removida do reator, uma formação específica inferior de fluxo é obtida como comparada com a mistura de tri-hidróxido de alumínio fornecida na técnica anterior. Como resultado, o hidróxido de alumínio pré-calcinado pode ser mais facilmente misturado com a alumina do reator. Isso resulta em uma mistura mais uniforme no tanque de mistura, menores diferenças de temperatura local e uma formação e circulação reduzida de pó.

Ademais, a demanda de energia do processo e o tempo de retenção no tanque de mistura podem ser ainda reduzidos. De acordo com a invenção, o fluxo parcial de mono-hidrato de alumínio dividido possui uma temperatura de 200 a 500°C, de preferência, cerca de 300 a 400°C, um material consideravelmente mais quente é misturado com a alumina quente de cerca de 1000°C do reator, com isso, o choque térmico é reduzido e a desintegração de partículas é reduzida. Ao mesmo tempo, uma quantidade maior de hidróxido de alumínio pode ser conduzida em torno do reator devido à temperatura superior e a demanda de energia reduzida para calcinação adicional do mono-hidrato de alumínio.

De acordo com o desenvolvimento da invenção, fica estabelecido que cerca de 10 a 40%, de preferência, 11 a 25%, em particular cerca de 15 a 20% do hidróxido de metal pré-calcinado não são introduzidos no reator.

A temperatura no tanque de mistura também é mais estável devido à menor diferença de temperatura entre os fluxos combinados de material. Em particular, uma temperatura de cerca de 500 a 820°C, de preferência, cerca de 600 a 800°C, particularmente, de preferência, 700 a 780°C é ajustada no tanque de mistura de acordo com a invenção, para a produção de alumina. Uma desidratação completa do mono-hidrato de alumínio e então uma conversão completa do produto de partida tri-hidróxido de alumínio em alumina podem ser garantidas desse modo. Ao mesmo tempo, o tempo de retenção no tanque de mistura pode ser reduzido. Um aumento adicional da temperatura no tanque de mistura, por exemplo, de 820 para 900°C é possível e resulta em uma redução adicional do tempo de retenção. Entretanto, a quantidade distribuída na passagem deve ser então consideravelmente reduzida.

Quando um preaquecedor de suspensão for usado como segundo estágio de preaquecimento, um separador será fornecido a jusante desse, de acordo com a invenção, no qual o hidróxido de metal pré-calcinado é separado do fluxo de gás. A separação do fluxo parcial conduzido em torno do reator é então realizada após esse separador.

De acordo com um aspecto particularmente preferido da invenção fica estabelecido que o fluxo de sólidos removidos após o segundo estágio de preaquecimento é, pelo menos, parcialmente descarregado através de um tubo de descarga fluidizado na parte inferior do tubo de descarga fornecendo um gás de transporte, e que pelo menos parte do fluxo de sólidos é distribuída pelo gás de transporte através de um tubo ascendente dividido do primeiro tubo de descarga até um tanque de mistura. Por meio dessa disposição de tubo de descarga/tubo ascendente, que também é referida como pote de selagem, uma divisão do fluxo de sólidos é, desse modo, realizada sem que as partes móveis do aparelho entrem em contato direto com os sólidos quentes. Visto que o fluxo de sólidos é distribuído até a parte superior através do tubo ascendente, os diversos estágios do processo não precisam mais ser construídos um sobre o outro, porém também podem ser dispostos um ao lado do outro. A altura da construção e, portanto, os custos serão, desse modo, poupados.

De acordo com um aspecto particularmente preferido da invenção, o suprimento do gás de transporte na parte inferior do tubo de descarga é variado por um meio de controle. Dessa maneira, a quantidade do fluxo de hidróxido de metal dividido antes do reator pode ser determinada de maneira particularmente fácil.

De preferência, a temperatura no tanque de mistura é usada como uma variável de controle para fornecer o fluxo de gás de transporte, de modo que as condições de processo adequadas sejam garantidas para a mistura e para a desidratação completa do hidróxido de metal. Se a temperatura no tanque de mistura se diferir de um ponto de ajuste especificado, o fornecimento do gás fluidizante é adaptado de modo que sólidos mais ou menos correspondentemente sejam distribuídos através do tubo ascendente e, como resultado, a temperatura no tanque de mistura retorna para o valor desejado. Ao contrário dos fluxos de massa dos sólidos, a temperatura pode ser medida muito facilmente, de modo que um controle confiável seja facilmente possível.

De acordo com uma modalidade preferida da invenção, a dife-

rença de pressão entre a parte inferior e a parte superior do tubo de descarga é mantida menor que a perda de pressão correspondente a um tubo de descarga fluidizado. Se, como também fornecido de acordo com a invenção, a pressão na parte inferior do tubo de descarga for mantida mais alta que a
 5 pressão na parte superior do tubo de descarga, os sólidos no tubo de descarga se comportam como um leito dissipador com uma porosidade próxima àquela de um leito fixado. Assim, um leito móvel cruzado não-fluidizado está presente no tubo de descarga.

A diferença de pressão do tubo de descarga, ΔP_D , é definida aqui por
 10

$$\Delta P_D = \Delta P_R + P_{R,K} - P_0 - \Delta W_{S,B} > 0 \quad (1)$$

Aqui, ΔP_R é a perda de pressão ao longo do tubo ascendente, que depende do fluxo de gás de transporte e do fluxo de massa de sólidos. Uma vez que o fornecimento de gás ao tubo ascendente é variado, para realizar um certo fluxo de massa de sólidos, uma perda de pressão correspondente é obtida aqui.
 15

$P_{R,K}$ é a pressão na parte superior do tubo ascendente, que, no caso de uma recirculação de sólidos em um leito fluidizado é, na maioria das vezes, igual à pressão no leito fluidizado no ponto onde o tubo ascendente é conectado ao tanque de leito fluidizado. Essa pressão não precisa ser constante, pois isso depende, por exemplo, dos sólidos variáveis da invenção do tanque de leito fluidizado. A pressão também pode ser muito maior do que a pressão ambiente. Se o tubo ascendente abrir dentro de um tanque de expansão, haverá uma pressão ambiente em muitos casos. A pressão pode variar, entretanto, por exemplo, quando a sucção de ar residual de um canal fluidizante for muito forte e uma pressão negativa for produzida. Se uma parte do processo adicional for fornecida a jusante do tubo ascendente, a pressão $P_{R,K}$ também pode ser muito maior do que a pressão ambiente, por exemplo, também maior do que a pressão P_0 .
 20
 25

Ademais, a pressão P_0 no espaço livre do leito fluidizado conectado deve ser considerada, e a pressão $\Delta P_{W_{S,B}}$, que é causada pelo leito fluidizado da altura de leito $H_{W_{S,B}}$ acima da entrada de tubo de descarga. Am-
 30

bas as pressões dependem do comportamento da instalação do tanque de leito fluidizado ou de possivelmente aparelhos a montante adicionais. Assim, a diferença de pressão ΔP_D ao longo do tubo de descarga é obtida automaticamente de modo correspondente ao ajuste do fluxo de gás de transporte.

5 Ademais, essa diferença de pressão poderia não se tornar maior do que aquela obtida se o tubo de descarga for fluidizado. Isso poderia significar que a porosidade no tubo de descarga é reduzida e a contrapressão do tubo ascendente, ou também do tanque de leito fluidizado, não poderia mais fechar de maneira confiável. Isso é expresso por

$$10 \quad \Delta P_D < \Delta P_{D,max} = (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_s \cdot g \cdot H_D \quad (2)$$

em que

ε_{mf} = porosidade dos sólidos na condição de leito fixo

ρ_s = densidade de sólidos

g = aceleração gravitacional

15 H_D = altura do tubo ascendente

Sob essas condições, o material fragmentado no tubo de descarga atua como uma vedação à pressão, e a pressão na parte superior do tubo ascendente é desacoplada da pressão na entrada do tubo de descarga. Ademais, o fluxo de massa de sólidos distribuído agora ou a altura de leito e os sólidos da invenção no tanque de leito fluidizado podem ser ajustados ou controlados variando o gás de transporte. O gás de transporte, por exemplo, ar, flui para cima no tubo ascendente na maior parte e distribui sólidos na mesma medida para a parte superior como corresponde à sua capacidade de sustentação de carga. Uma parte menor do gás de transporte cruza o leito móvel no tubo de descarga e, desse modo, causa a perda de pressão no tubo de descarga.

Em princípio, um estágio de preaquecimento consiste em pelo menos um, porém também diversos preaquecedores. De acordo com um desenvolvimento da invenção, o primeiro estágio de preaquecimento consiste em um secador, que seca e aquece o hidróxido de alumínio a cerca de 110°C, e um preaquecedor adicional, que aquece o hidróxido de alumínio seco a cerca de 150 a 190°C. O segundo estágio de preaquecimento consis-

te apenas em um preaquecedor, que preaquece o tri-hidróxido de alumínio seco a cerca de 300 a 400°C e pré-calcula pelo menos parcialmente o mesmo. De acordo com outro desenvolvimento da invenção, o primeiro estágio de preaquecimento consiste em um secador, que seca e aquece o tri-hidróxido de alumínio a cerca de 110°C, e em um segundo estágio de preaquecimento, compreendendo dois preaquecedores, onde o hidrato de alumínio seco é aquecido e pré-calculado em um primeiro preaquecedor, primeiro a cerca de 210 a 250°C e, então, a cerca de 350 a 400°C. Também é possível que cada um dos dois estágios de preaquecimento consista em dois ou mais preaquecedores. De acordo com a invenção, o hidróxido de alumínio pré-calculado é removido de um preaquecedor do segundo estágio de preaquecimento a uma temperatura maior que 160°C, de preferência, maior que 200°C, geralmente maior que 220°C. Tal disposição possui vantagens devido à demanda de energia inferior para calcinação e a temperatura superior do fluxo de hidróxido de metal dividido como comparado com o processo conhecido junto a DE 195 42 309 A1. Quando estágios de preaquecimento adicionais forem dispostos, naturalmente, também é possível realizar a divisão do fluxo de hidróxido de metal apenas após esses estágios de preaquecimento adicionais, sendo que a eficiência do processo é alterada nesse caso. Ademais, é possível resolver de maneira construtiva o preaquecimento, de modo que diversos preaquecedores operem em paralelo e aqueçam o fluxo dividido de material nas mesmas temperaturas.

Essa invenção também se estende a uma instalação para produzir óxido metálico a partir de hidróxido de metal com as características da reivindicação 11. Após o preaquecedor do segundo estágio de preaquecimento, o conduto de passagem do hidróxido de metal pré-calculado é dividido de um conduto que fornece direta ou indiretamente o hidróxido de metal ao reator.

De acordo com a invenção, um tubo de descarga para distribuir o fluxo de sólidos removido do segundo estágio de preaquecimento, cujo tubo ascendente é dividido na parte superior, é fornecido após um preaquecedor do segundo estágio de preaquecimento ou após um separador forne-

cido a jusante do mesmo. Através de um fornecimento de gás de transporte, o gás de transporte é introduzido no primeiro tubo de descarga abaixo do tubo ascendente, para distribuir sólidos através do tubo ascendente ao tanque de mistura.

5 De acordo com a invenção, a variação do fornecimento de gás de transporte é realizada através de uma válvula de controle, em que um dispositivo de medida de temperatura é fornecido sobre o tanque de mistura de acordo com um aspecto preferido da invenção, e em que a posição aberta da válvula de controle pode ser controlada através de um circuito de controle sobre a base da temperatura medida com o dispositivo de medida de temperatura. De acordo com um aspecto adicional da invenção, um terceiro preaquecedor é fornecido atrás do segundo preaquecedor, em que o conduto de passagem do conduto que fornece o hidróxido de metal ao reator é dividido após o terceiro preaquecedor.

15 Desenvolvimentos, vantagens e possíveis aplicações da invenção também podem ser obtidos a partir da seguinte descrição de modalidades e desenhos. Todas as características descritas e/ou ilustradas no desenho formam o assunto da invenção individualmente ou em qualquer combinação, independente de sua inclusão nas reivindicações ou sua referência anterior.

Nos desenhos

A Figura 1 mostra esquematicamente uma instalação para realizar o processo da invenção, e

25 A Figura 2 mostra esquematicamente um aparelho para dividir o fluxo de sólidos na instalação como mostrado na Figura 1.

De acordo com o diagrama de fluxo do processo da invenção, como mostrado na Figura 1, o tri-hidróxido de alumínio úmido de filtro ($\text{Al}(\text{OH})_3$) é introduzido por meio de um parafuso de transporte 1 em um primeiro preaquecedor de suspensão 2 (primeiro estágio de preaquecimento) e arrastado por um fluxo de gás residual que vem de um segundo preaquecedor de suspensão 5 (segundo estágio de preaquecimento). Subseqüentemente, o fluxo de gás-sólidos é separado em um separador de ciclone poste-

rior 3. Para propósitos de desempoeiramento, o gás residual descarregado do separador de ciclone 3 é fornecido a um limpador eletrostático de gás 4 e por fim a uma chaminé (não-mostrada).

Os sólidos descarregados do separador de ciclone 3 e o limpador eletrostático de gás 4 são subsequentemente introduzidos no segundo preaquecedor de suspensão 5, onde os sólidos são arrastados pelo gás residual descarregado de um ciclone de recirculação 6 de um leito fluidizado circulante e passam por um processo de remoção de água a temperaturas de cerca de 350°C e a água é removida para obter mono-hidrato de alumínio (AlOOH). No ciclone de separação posterior 7, uma separação do fluxo de gás-sólidos é realizada novamente, em que o mono-hidrato de alumínio é fornecido a jusante e o gás residual é introduzido no primeiro preaquecedor de suspensão 2.

Após o ciclone de separação 7 posterior ao segundo preaquecedor de suspensão 5, o fluxo de mono-hidrato de alumínio é dividido por meio de um aparelho descrito em detalhes abaixo (cf. Figura 2). Um fluxo principal contendo cerca de 80 a 90% do fluxo de sólidos é fornecido através de um conduto (meio de transporte 30) a um reator de leito fluidizado 8, em que o mono-hidrato de alumínio é calcinado a temperaturas de cerca de 1000°C e completamente desidratado para obter alumina (Al_2O_3). O fornecimento do combustível exigido para calcinação é realizado através de um conduto de combustível 9, que fica disposto em uma pequena altura acima da grade do reator de leito fluidizado 8. Os fluxos de gás contendo oxigênio exigidos para combustão são fornecidos através do conduto de fornecimento 10 como gás fluidizante e através do conduto de fornecimento 11 como gás secundário. Como resultado do fornecimento de gás, uma densidade de suspensão relativamente alta é obtida na região inferior do reator entre a grade e o fornecimento de gás secundário 11, e uma densidade de suspensão comparativamente baixa acima do fornecimento de gás secundário 11.

Através de um conduto de conexão 12, a suspensão de gás-sólidos entra no ciclone de recirculação 6 do leito fluidizado circulante, onde outra separação de gás e sólidos é realizada. Os sólidos descarregados do

ciclone de recirculação 6 através do conduto 13, que possuem uma temperatura de cerca de 1000°C, são introduzidos em um tanque de mistura 14. O fluxo parcial do mono-hidrato de alumínio separado abaixo do ciclone de separação 7, que possui uma temperatura de cerca de 350°C, também é introduzido no tanque de mistura 14 através de um conduto de passagem 15. No tanque de mistura 14, uma temperatura de mistura de cerca de 750°C é ajustada correspondente à razão de mistura entre o fluxo de alumina quente, fornecido através do conduto 13, e o fluxo de mono-hidrato de alumínio, fornecido através do conduto de passagem 15. Os dois fluxos de produto são cuidadosamente misturados no tanque de mistura 14, que inclui um leito fluidizado, para também calcinar completamente o mono-hidrato de alumínio fornecido através do conduto de passagem 15 para obter alumina. Um tempo de retenção muito longo de até 30 min ou até 60 min resulta em uma calcinação excelente no tanque de mistura. Foi observado, entretanto, que em geral um tempo de retenção de menos de dois minutos, em particular cerca de um minuto, já é suficiente para esse propósito. Um tempo de retenção de menos de 45 s, em particular menos de 30 s, é particularmente preferido.

A partir do tanque de mistura 14, o produto obtido é fornecido a um primeiro resfriador de suspensão formado de tubo ascendente 16 e separador de ciclone 17. O gás residual do separador de ciclone 17 flui dentro do reator de leito fluidizado 9 através do conduto 11, os sólidos são introduzidos no segundo resfriador de suspensão formado de tubo ascendente 18 e separador de ciclone 19 e por fim, no terceiro separador de suspensão formado de tubo ascendente 20 e separador de ciclone 21. O fluxo de gás através dos resfriadores de suspensão individuais é realizado em contrafluxo aos sólidos através de condutos 22 e 23.

Ao deixar o último resfriador de suspensão, a alumina produzida se submete a um resfriamento final no resfriador de leito fluidizado 24 equipado com três câmaras de resfriamento. Em sua primeira câmara, o gás fluidizante fornecido ao reator de leito fluidizado 9 é aquecido, nas segundas câmaras posteriores é resfriado contra um meio de transferência de calor, de preferência, água, que é conduzida em contrafluxo. A alumina é descarrega-

da, por fim, através do conduto 25.

A Figura 2 mostra um aparelho para dividir o fluxo de sólidos removidos do ciclone de separação 7 após o segundo preaquecedor 5. O mono-hidrato de alumínio descarregado do ciclone de separação 7, que
5 possui uma temperatura de cerca de 350°C, é removido do ciclone de separação a cerca de pressão ambiente. A partir do meio de transporte 30 designado, por exemplo, como canal fluidizante, pelo menos parte do mono-hidrato de alumínio escoa através de um tubo de descarga 31, enquanto a
10 outra parte é movida no meio de transporte 30 e fornecida ao reator de leito fluidizado 8 através de vários estágios de processo não-ilustrados. Na parte inferior 32 do tubo de descarga 31, um tubo ascendente 33 é dividido, esse se estende substancialmente de maneira vertical até a parte superior. Os sólidos na parte inferior do tubo de descarga 31 são fluidizados por meio de pelo menos um bocal 34. Mostra-se um bocal voltado para cima 34, porém
15 também é possível voltar o bocal para baixo, de modo que a obstrução possa ser impedida de maneira mais confiável. Um versado na técnica pode empregar todas as medidas conhecidas por ele para fluidizar de maneira adequada os sólidos na parte inferior do tubo de descarga 31. É possível, por exemplo, fornecer um bocal de cobertura ou um bocal com um corpo
20 poroso fornecido em sua extremidade, que poderia impedir a obstrução do bocal. Também é possível fornecer o gás de transporte através de um tecido fluidizante ou outro meio poroso, que fica disposto na parte inferior do tubo de descarga acima de um distribuidor de gás não-ilustrado.

Os sólidos levantam através do tubo ascendente 33 em um tanque de expansão 35 e são fornecidos a partir dos mesmos através de um
25 conduto de distribuição 36 ao tanque de mistura 14. Em vez do tanque de expansão 35, um ângulo simples também pode ser fornecido na extremidade do tubo ascendente 33.

No tanque de mistura 14, o mono-hidrato de alumínio é misturado com alumina do reator de leito fluidizado 8, que é fornecido através do
30 conduto 13. A alumina possui uma temperatura de cerca de 1000°C, de modo que com a razão de mistura fornecida no tanque de mistura fluidizado 11

uma temperatura de mistura de cerca de 750°C e um tempo de retenção de 20 s sejam obtidos. A pressão no tanque de mistura 14 é cerca de 114 mPa (1,14 bar (abs)), isto é, há um pequeno excesso de pressão com relação ao ambiente. Nessa modalidade, o tanque de mistura 14 pode ficar disposto

5 acima ou abaixo do meio de transporte 30.

A temperatura no tanque de mistura 14 depende da razão de mistura entre o mono-hidrato de alumínio fornecido através do tubo ascendente 33 e a alumina fornecida através do conduto 13 e nas temperaturas desses fluxos de sólidos. A temperatura no tanque de mistura 14 é controlada pela quantidade e a temperatura dos fluxos de sólido do forno e o estágio de preaquecimento. Entretanto, os fluxos de massa de sólidos no tubo ascendente 33 e no conduto 13 podem ser medidos com dificuldade. Portanto, de acordo com a invenção, prefere-se detectar a temperatura facilmente mensurável no tanque de mistura 14 por meio de um dispositivo de medida de temperatura 37 e utilizá-la como uma variável de controle para controlar uma válvula de controle 38 no conduto de fornecimento 39 até o bocal 34, por meio disso o fornecimento do gás de transporte na parte inferior 32 do tubo de descarga 31 é ajustado. Dessa maneira, a razão de mistura e, então, a temperatura no tanque de mistura 14 podem ser muito facilmente influenciadas, pois o fornecimento de gás de transporte através do bocal 34 é

10 aumentado quando a temperatura real no tanque de mistura 14 excede o ponto de ajuste e, então, uma quantidade maior de mono-hidrato de alumínio mais frio é introduzida no tanque de mistura 14. Como resultado, a temperatura no tanque de mistura reduz novamente. Quando a temperatura no tanque de mistura 14 reduz abaixo do ponto de ajuste, o fornecimento do mono-hidrato de alumínio é reduzido fechando de maneira correspondente a válvula de controle 38.

15

20

25

Listagem de Referências

- 1 Parafuso de transporte
- 30 2 primeiro estágio de preaquecimento
- 3 separador de ciclone
- 4 limpador de gás

- 5 segundo estágio de preaquecimento
- 6 ciclone de recirculação
- 7 ciclone de separação
- 8 reator de leito fluidizado
- 5 9 conduto de combustível
- 10 gás fluidizante de conduto de fornecimento
- 11 gás secundário de conduto de fornecimento
- 12 conduto de conexão
- 13 conduto
- 10 14 tanque de mistura
- 15 conduto de passagem
- 16 tubo ascendente
- 17 separador de ciclone
- 18 tubo ascendente
- 15 19 separador de ciclone
- 20 tubo ascendente
- 21 separador de ciclone
- 22 conduto
- 23 conduto
- 20 24 resfriador de leito fluidizado
- 25 conduto
- 30 meio de transporte
- 31 tubo de descarga
- 32 parte inferior
- 25 33 tubo ascendente
- 34 bocal
- 35 tanque de expansão
- 36 conduto de distribuição
- 37 dispositivo de medida de temperatura
- 30 38 válvula de controle
- 38 conduto de fornecimento

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produzir óxido metálico a partir de sais metálicos, em particular a partir de hidróxido de alumínio, em que o sal metálico é seco e preaquecido em pelo menos um primeiro estágio de preaquecimento a uma temperatura de 100 a 200°C, é pré-calcinado em um estágio de preaquecimento adicional a uma temperatura de 200 a 500°C e então calcinado em um reator a uma temperatura de 850 a 1100°C para obter óxido metálico, em que um fluxo parcial dos sais metálicos não é introduzido no reator e misturado com óxido metálico removido do reator, e em que o produto obtido é então resfriado, onde após a pré-calcinação no estágio de preaquecimento adicional o fluxo parcial do sal metálico é dividido e fornecido a um tanque de mistura, em que esse é misturado com o óxido metálico removido do reator, caracterizado pelo fato de que um fluxo parcial do fluxo de sólidos removidos do segundo estágio de preaquecimento é descarregado através de um tubo de descarga e fluidizado na parte inferior do tubo de descarga fornecendo um gás de transporte, e através de um tubo ascendente dividido do tubo de descarga, o fluxo parcial é distribuído ao tanque de mistura pelo gás de transporte.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que 10 a 40%, em particular 11 a 25% do sal metálico pré-calcinado são conduzidos em torno do reator.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 1 ou 2, caracterizado pelo fato de que o fluxo parcial conduzido em torno do reator possui uma temperatura de 200 a 500°C, de preferência, 300 a 400°C.

4. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações precedentes, caracterizado pelo fato de que a temperatura no tanque de mistura é ajustada a cerca de 500 a 820°C, de preferência, 600 a 800°C.

5. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações precedentes, caracterizado pelo fato de que subsequente a um preaquecedor do segundo estágio de preaquecimento, proporciona-se um separador, em que o hidróxido de metal pré-calcinado é separado do fluxo de gás, e a separação do fluxo parcial conduzido em torno do reator é realizada após o

separador.

6. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações precedentes, caracterizado pelo fato de que o fornecimento do gás de transporte varia na parte inferior do tubo de descarga.

5 7. Processo, de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de que a temperatura no tanque de mistura é usada como uma variável de controle para fornecer o fluxo de gás de transporte.

8. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações precedentes, caracterizado pelo fato de que a diferença de pressão entre a
10 parte inferior e a parte superior do tubo de descarga é mantida menor que a perda de pressão correspondente a um tubo de descarga fluidizado.

9. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações precedentes, caracterizado pelo fato de que subsequente a um preaquecedor do estágio de preaquecimento adicional ou um separador fornecido a
15 jusante do mesmo, proporciona-se um segundo preaquecedor adicional e a divisão do hidróxido de metal pré-calcinado é realizada após o segundo preaquecedor adicional.

10. Instalação para produzir óxido metálico a partir de sais metálicos, em particular para realizar um processo, como definido em qualquer
20 uma das reivindicações precedentes, compreendendo pelo menos um preaquecedor (2) em um primeiro estágio de preaquecimento para secar e preaquecer o sal metálico, pelo menos um preaquecedor (5) em um estágio de preaquecimento adicional para pré-calcinar o sal metálico, um reator (8) para calcinar o sal metálico para obter óxido metálico, um conduto de passagem
25 (15) para conduzir um fluxo parcial do sal metálico ou um produto desse sal metálico em torno do reator (8), em que o conduto de passagem (15) é dividido de um conduto (30) fornecendo o sal metálico ao reator (8) após um preaquecedor do estágio de preaquecimento adicional, um tanque de mistura (14) para misturar o sal metálico conduzido em torno do reator (8) através
30 do conduto de passagem (15) com óxido metálico removido do reator (8), e compreendendo um resfriador possivelmente de vários estágios para resfriar o produto obtido, caracterizada pelo fato de que após um preaquecedor do

estágio de preaquecimento adicional (5) ou um separador (7) fornecido a jusante do mesmo um tubo de descarga (31) é dividido do conduto (30) resultando no reator (8), através desse tubo de descarga, o fluxo parcial do sal metálico pode ser removido, um tubo ascendente (33) é dividido do tubo de
5 descarga (31) na parte superior, um fornecimento de gás de transporte é fornecido, através disso o gás de transporte é introduzido no tubo de descarga (31) abaixo do tubo ascendente (33) para distribuir sólidos através do tubo ascendente (33), e o tubo ascendente (33) é conectado ao tanque de
mistura (14).

10 11. Instalação, de acordo com a reivindicação 10, caracterizada por uma válvula de controle (38) para variar o fornecimento de gás de transporte.

12. Instalação, de acordo com a reivindicação 11, caracterizada pelo fato de que proporciona-se um dispositivo de medida de temperatura
15 (37) sobre o tanque de mistura (14), o fornecimento do fluxo de gás de transporte é realizado através de uma válvula de controle (38), e a posição aberta da válvula de controle (38) pode ser controlada através de um circuito de controle sobre a base da temperatura medida com o dispositivo de medida de temperatura (37).

20 13. Instalação, de acordo com qualquer uma das reivindicações 10 a 12, caracterizada pelo fato de que, atrás de um preaquecedor (5) do estágio de preaquecimento adicional um segundo preaquecedor adicional, é fornecido e, após esse segundo preaquecedor adicional, o conduto de passagem (15) é dividido do conduto (30) fornecendo o sal metálico ao reator
25 (8).

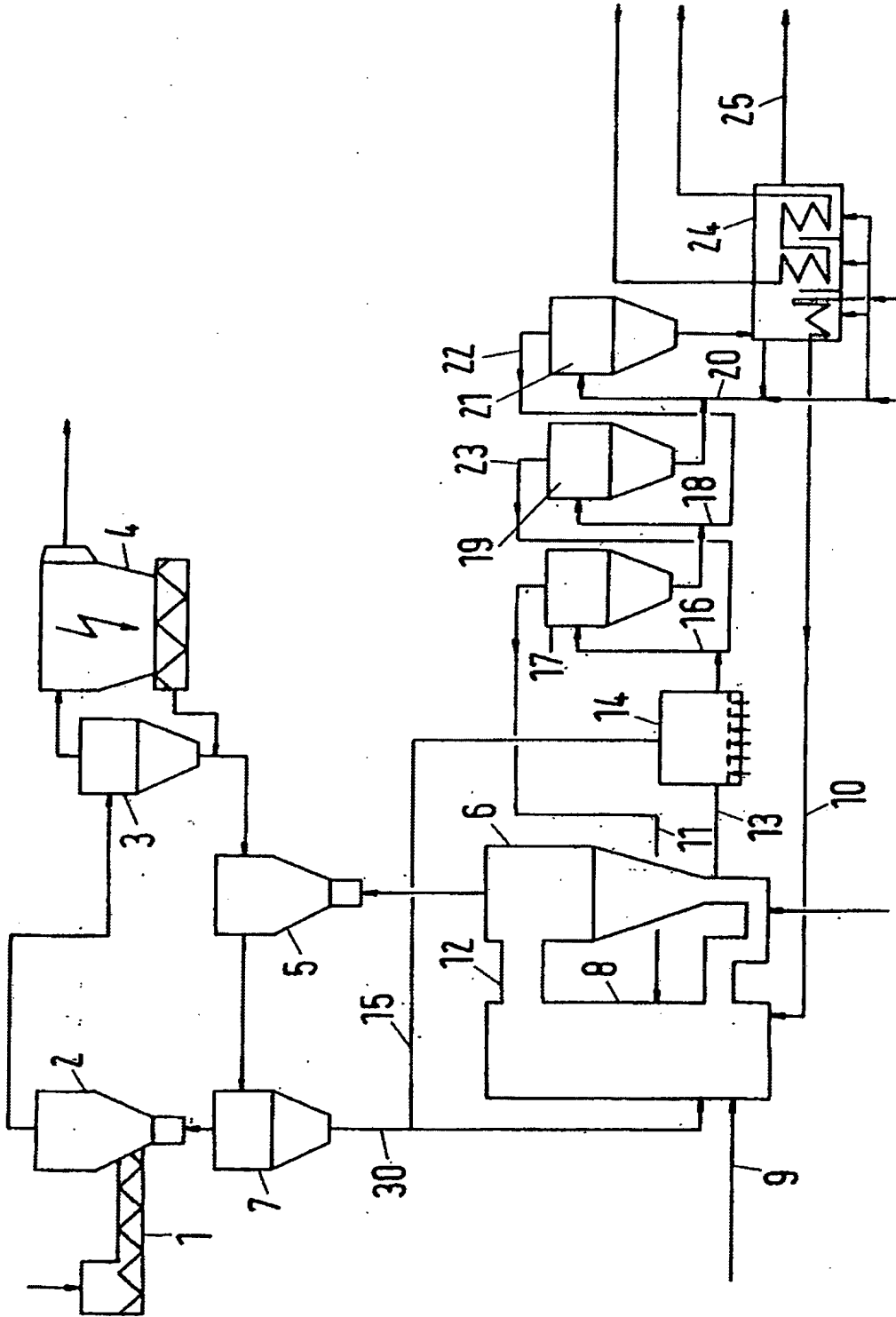


Fig.1

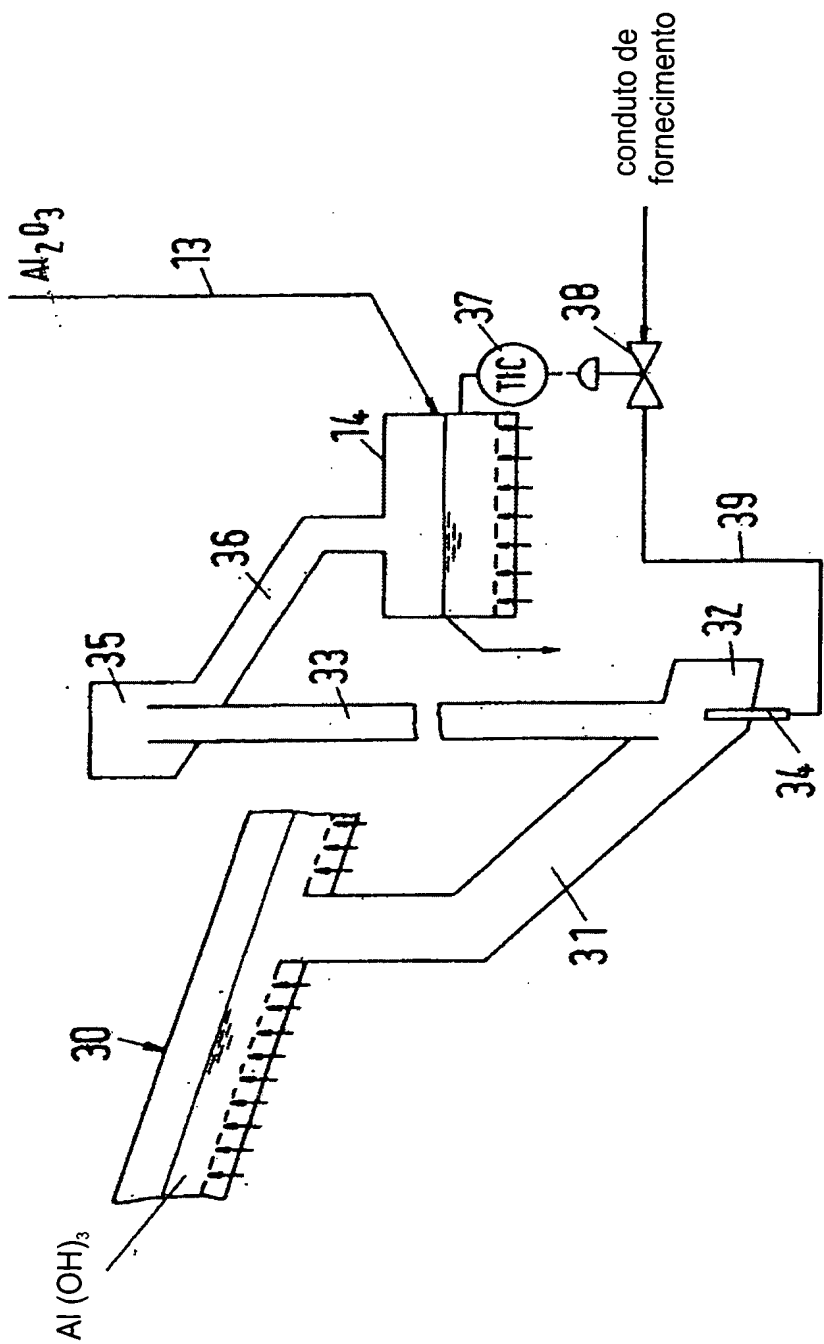


Fig.2

RESUMO

Patente de Invenção: "PROCESSO E INSTALAÇÃO PARA PRODUZIR ÓXIDO METÁLICO A PARTIR DE SAIS METÁLICOS".

A presente invenção refere-se à produção de óxido metálico a partir de sais metálicos, o sal de metal, em particular, hidróxido de alumínio, é seco e preaquecido em um primeiro preaquecedor (2) a uma temperatura de 100 a 200°C, pré-calcinado em um segundo preaquecedor (5) a uma temperatura de 300 a 400°C e, então, calcinado em um reator (8) a uma temperatura de 850 a 1100°C para obter óxido metálico, em particular alumina.

5

10 Após a pré-calcinação no segundo preaquecedor (5), um fluxo parcial do sal metálico é dividido e fornecido a um tanque de mistura (14), em que esse é misturado com o óxido metálico removido do reator (8).