



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

(21) PI 0716717-2 A2



\* B R P I 0 7 1 6 7 1 7 A 2 \*

(22) Data de Depósito: 24/08/2007

(43) Data da Publicação: 03/09/2013

(RPI 2226)

(51) Int.Cl.:

C04B 7/45

C04B 2/10

C01F 11/06

D21C 11/12

F23G 5/00

F23G 5/30

F23G 5/16

(54) **Título:** PROCESSO E SISTEMA PARA PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE QUALIDADE COMERCIAL DE LAMA DE CAL DE SÓLIDOS ALTOS

(30) **Prioridade Unionista:** 25/08/2006 US 60/840,319

(73) **Titular(es):** Robert A. Rossi

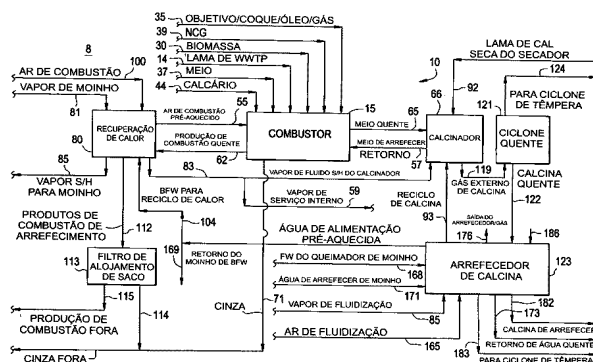
(72) **Inventor(es):** Robert A. Rossi

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

(86) **Pedido Internacional:** PCT US2007018661 de 24/08/2007

(87) **Publicação Internacional:** WO 2008/027285 de 06/03/2008

(57) **Resumo:** PROCESSO E SISTEMA PARA PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE QUALIDADE COMERCIAL DE LAMA DE CAL DE SÓLIDOS ALTOS. A invenção caracteriza métodos e sistemas para produção de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) de qualidade comercial de 90% a +99% de pureza usando-se lama de cal de carbonato de cálcio úmida produzida em uma operação de fabricação, por exemplo, lama de cal de moinho de polpa Kraft (a.k.a, "lama de cal") como um estoque de alimentação para um processo de calcinação de lama de cal de estágio múltiplo. Este processo pode ser provido de combustíveis com instalação de tratamento de água de despejo (WWTP), biomassa de lama, ligninas precipitadas, carvão, ou outros combustíveis sólidos de baixo custo. Produto de cal "macio-queimado" de alta reatividade ("calcina") requerido no circuito de recuperação química de moinho é também produzido, e vapor e água de alimentação do queimador aquecida é gerada e exportada para o sistema de distribuição e geração de vapor do moinho, bem como água de processo quente para uso no alojamento de queimador de moinho e operação de fabricação. O sistema para calcinação de lama de cal de carbonato de cálcio produzida de uma operação de fabricação de re-causticação e convertendo-a em cal requeimada e CO<sub>2</sub>, compreende um calcinador e um combustor ligados por um sistema de transferência de calor de meio de movimento (MMHT) ou aparelho. O sistema ou aparelho MMHT liga termicamente estágios de combustão de leito fluido separados (exotérmico) e calcinação (endotérmico) com um meio particulado sólido. O sistema compreende adicionalmente um secador de descarga ou secador de pulverização que utilizam calor exaurido a partir do estágio de calcinação.



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para **"PROCESSO E SISTEMA PARA PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE QUALIDADE COMERCIAL DE LAMA DE CAL DE SÓLIDOS ALTOS"**.

Campo da Invenção

5 A presente invenção refere-se a métodos e sistemas para produção de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) de alta qualidade. Adicionalmente, a presente invenção proporciona um processo aperfeiçoado para calcinação ou "requeima" de carbonato de cálcio ou "lama de cal", conforme produzido em, por exemplo, uma operação de fabricação de polpa de papel baseado em Kraft ou outro álcali. Tal lama de cal pode ser convertida em  $\text{CO}_2$  de grau comercial, e cal requeimada de alta qualidade usando-se somente biomassa de baixo custo e biomassa derivada de lama de instalação de tratamento de água de despejo (WWTP) de custo negativo, gás de moinho de despejo não-condensável (NCG), ou combustíveis sólidos de baixo custo, coque de petróleo, etc. A biomassa e combustíveis relacionados à biomassa também são "carbono-neutro" com relação a seu impacto ambiental global.

Antecedentes da Invenção

20 As regiões de maior consumo global para  $\text{CO}_2$  líquido criogênico são os Estados Unidos, Oeste Europeu e Japão. Os Estados Unidos é o maior consumidor com cerca de dois terços da quantidade global total. Globalmente, o maior uso final de líquido criogênico é para processamento de alimento e produção de bebida carbonatada.

25 O  $\text{CO}_2$  líquido é usualmente recuperado como um subproduto de produção de bioetanol e reformação de vapor catalítica de gás natural, seguido pela reação de alteração de água para produzir amônia. Nos Estados Unidos, existe disponibilidade aumentada de  $\text{CO}_2$  de produção de bioetanol devido à necessidade de crescimento de combustíveis de transporte limpos e químicos, e disponibilidade diminuída devido ao declínio de produção de amônia causado pelos preços altos do gás natural.

30 Novas fontes de bioetanol de  $\text{CO}_2$  estão aumentadamente localizadas no oeste do Rio Mississippi devido à disponibilidade de estoque de alimentação de milho, pelo que a demanda significativa de  $\text{CO}_2$  líquido está

nos estados de população densa do Nordeste, Sudeste e Sul. Isto tem criado um dilema de equilíbrio de suprimento e demanda para ambos os produtores e consumidores de CO<sub>2</sub> líquido.

5 Muitos dos moinhos de polpa de papel Kraft nos Estados Unidos estão localizados nas regiões de demanda alta de CO<sub>2</sub> líquido. Se novas fontes de produção de CO<sub>2</sub> podem ser criadas dentro daquelas regiões de alta necessidade, um problema de suprimento e demanda seria solucionada.

Adicionalmente, muitas polpas globais e moinhos de papel têm "instalações satélites" de carbonato de cálcio precipitado que suprem esta  
10 carga de papel importante aos produtores de papel. A produção de PCC requer estoque de alimentação de cal industrial e fonte de CO<sub>2</sub> contida em gases que saem do calcinador de lama de cal de moinho de polpa. Existem suprimento seguro, de qualidade, e de emissões de custo associados com esta aproximação, tal que fonte de estoque de alimentação de CO<sub>2</sub> mais se-  
15 gura, de qualidade mais alta, e consistente, seria atrativa.

Também, existirá uma necessidade futura significativa de CO<sub>2</sub> dentro de moinhos de polpa de Kraft para precipitar ligninas orgânicas de correntes de combustível de "licor negro" aquoso normalmente supridas ao queimador de recuperação química. Isto estreita o queimador, enquanto cria  
20 novo valioso combustível derivado de biomassa de carbono-neutro que pode substituir combustíveis fósseis.

A indústria de polpa e papel Kraft é também uma maior consumidora de energia, com a maioria desta necessidade sendo encontrada por biomassa e biomassas de carbono-neutro de baixo custo relacionadas a  
25 combustíveis. O processo de calcinação de lama de cal convencional não tem sido, contudo, convertido em combustíveis de biomassa, e permanece um consumidor evidente de alto custo de combustíveis fósseis de emissão de gás de estufa. Nos Estados Unidos, existem 150 moinhos de polpa Kraft com típicas 1000 toneladas de ar seco por dia (adtpd) de moinho de polpa  
30 alvejada requerendo 320 tdp de lama de cal calcinada com um consumo de gás natural e óleo anual de aproximadamente 625 bilhões de Btu. Nos preços de energia de 2007, isto é aproximadamente US\$4,0 milhões por ano,

por moinho, ou \$600 milhões para todo os moinhos dos Estados Unidos.

Seria útil regenerar  $\text{CO}_2$  concentrado a partir de fontes de  $\text{CO}_2$  mais diluídas conforme a necessidade de captura de "gás de estufa" de grande escala, e projetos de sequestro se desenvolvem. Um processo de  
5 captura utiliza hidróxido de sódio para capturar  $\text{CO}_2$  diluído globalmente presente no ar ambiente. Outros usam hidróxido de sódio para capturar  $\text{CO}_2$  mais concentrado presente em utilidade elétrica ou correntes de gás de pilha de queimador industrial. Ambos os esquemas de captura se beneficiariam de um processo de baixo custo para regenerar  $\text{CO}_2$  concentrado a partir da cal  
10 produzida no processo de re-causticação associado que produz o licor de depuramento de hidróxido de sódio.

No processo de polpação de papel de Kraft, aparas de madeira celulósicas são misturadas com licor de cozimento aquoso (a.k.a. "licor branco") composto principalmente em hidróxido de sódio ( $\text{NaOH}$ ), sulfeto de  
15 sódio ( $\text{Na}_2\text{S}$ ), carbonato de sódio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), e sulfito de sódio ( $\text{Na}_2\text{SO}_3$ ). Esta mistura ocorre em um vaso "digestor" a uma temperatura e pressão satisfatórias para separar a fibra celulósica das ligninas naturais que ligam tais fibras.

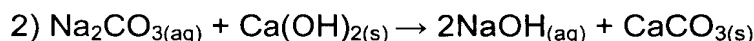
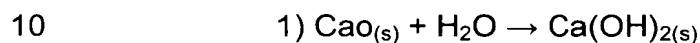
A fibra liberada é separada a partir do "licor branco" resultante, e  
20 é subsequentemente lavada, alvejada (ou permanece não-alvejada), e é eventualmente transformada em numerosos graus de papel.

O licor negro separado contém, aparte dos químicos de licor branco original, ligninas e outra matéria orgânica que ligam previamente a fibra celulósica. De modo a recuperar e reciclar estes materiais de polpação  
25 custosos, bem como produzir vapor de moinho de polpa valioso e energia a partir das ligninas orgânicas contidas, o licor negro é concentrado em evaporadores de efeito múltiplo e distribuído como um combustível concentrado para um "queimador de recuperação química".

Este queimador de recuperação queima os orgânicos sob condi-  
30 ções únicas de oxidação/redução para ambos produzir vapor de alta pressão e uma cinza orgânica fundida ("fundido") consistindo principalmente em  $\text{Na}_2\text{S}$  e  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . O vapor de alta produção co-produzido é subsequentemen-

te exaurido via uma turbina de vapor/gerador para produzir energia de moinho e vapores de processo de moinho de pressão inferior.

O fundido é drenado a partir do queimador de recuperação e esfriado rapidamente em água para criar "licor verde". O licor verde é subsequentemente clareado e filtrado para remover impurezas insolúveis onde é distribuído a "abafadores" para iniciar conversão do  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  dissolvido em NaOH requerido no licor branco. Este processo de extinção utiliza óxido de cálcio (a.k.a. cal requeimada) para converter  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  em NaOH, via as seguintes duas reações consecutivas:



A pasta fluida de produto do abafador), consistindo em todos os químicos envolvidos nas reações 1 e 2, é alimentada para recausticadores subsequentes onde a reação 2 procede proximamente à completação com algum  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  remanescente no licor branco. A mistura de licor branco resultante de NaOH,  $\text{Na}_2\text{S}$ ,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  e  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  é fisicamente separada do carbonato de cálcio precipitado ( $\text{CaCO}_3$ ), e reciclada para o digestor para iniciar o processo de polpação.

O  $\text{CaCO}_3$  precipitado (também conhecido como lama de cal) é adicionalmente lavado com água e filtrado para recuperar o máximo de licor branco economicamente possível antes de ser alimentado para um calcinador de forno rotativo que converte a lama em cal requeimada, ou "calcina", ( $\text{CaO}$  e impurezas) para reciclo aos abafadores. Durante o processo de lavagem/filtragem, quantidades de traço de  $\text{Na}_2\text{S}$  residual são ar oxidado em mais tiosulfato de sódio estável ( $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ ) para reduzir compostos de enxofre reduzidos totais nocivos (TRS) que podem ser criados em e emitidos pelo forno rotativo de  $\text{Na}_2\text{S}$ .

A reação de calcinação de lama de cal altamente endotérmica ocorre tipicamente em um forno rotativo, embora calcinadores de leito fluidizado tenham sido utilizados. O uso de um processo de secagem de descarga de lama de cal externo (LMD), quando combinado com o forno rotativo, cria o processo de calcinação de lama de cal de consumo de energia otimi-

zado do "estado da técnica" corrente.

O primeiro processo de calcinação de lama de cal de leito fluidizado ("FluoSolids") foi comercialmente introduzido em 1963. Ele inicialmente concede competição significativa aos fornos rotativos devido a seu consumo de combustível inferior, qualidade de produto mais alta, e compacidade. Se em desuso, contudo, conforme o forno rotativo/tecnologia de LDM recaptura a economia de combustível e instalações de FluoSolids experimentam problemas de operabilidade e uma inabilidade para operar economicamente nas capacidades de unidade alta requeridas por um moinho de polpa Kraft de "classe mundial".

A reação de calcinação endotérmica primária do forno ( $T_R = 25^\circ\text{C}$ ) é:

3)  $\text{CaCO}_{3(s)} \rightarrow \text{CaO}_{(s)} + \text{CO}_{2(g)}, + 42,5 \text{ Kcal/gm mole (891,764 Kcal/tonelada métrica de CaO)}$ .

O forno rotativo calcina a lama entre  $1000^\circ\text{C}$  ( $1832^\circ\text{F}$ ) e  $1200^\circ\text{C}$  ( $2192^\circ\text{F}$ ) e a pressões parciais de  $\text{CO}_2$  bem abaixo da concentração de equilíbrio de pressão atmosférica para estas temperaturas. Isto produz uma cal requeimada tendo as melhores propriedades físico-químicas adequadas para extinção subsequente e recausticação eficiente.

Devido às altas temperaturas de calcinação, e, desse modo, para não contaminar e/ou descontrolar o processo de recausticação com impurezas inorgânicas, ou combustíveis de óleo de alto custo e/ou de gás natural são utilizados como combustível de forno. Combustíveis sólidos de baixo custo, tais como biomassa, lama de instalação de tratamento de água de despejo (WWTP), carvão, etc. são tipicamente não usados conforme devido a seu teor de cinza de contaminação. Lama de WWTP úmida e biomassa têm a penalidade adicionada de temperatura de chama adiabática inferior.

Consequentemente, enquanto muitas operações de moinho de polpa de energia intensiva têm convertido em combustíveis de biomassa e despejo de baixo custo para produção de energia desde 1970, o forno rotativo permanece um consumidor auspicioso de combustíveis gasosos e líquidos premium. Enquanto avanços foram feitos para reduzir este consumo de

combustível premium, ele ainda permanece entre 1,4 (com LMD) e 1,7 milhão de Kcal/tonelada métrica de calcina dependente do teor de umidade de lama inicial, capacidade de calcinador, tipo de combustível, disponibilidade de cal produto, e características de conversão de energia instalada.

5                   Devido às limitações de tecnologia, o alcance de consumo/reduções de custo de combustível fóssil significativo futuro no processo de forno rotativo/calцинаção de LMD parece difícil. Existe, contudo, energia perdida dentro do processo de forno rotativo/calцинаção de LMD que podia ser recuperada com introdução de técnica correta. Em concentração de sólidos de lama de cal mais alta, a temperatura do gás de saída do calcinador  
10                   aumenta. Se um processo de transferência de calor contracorrente (tal como um forno rotativo) fosse termicamente equilibrado, a temperatura de gás de saída permaneceria constante à medida que a entrada de combustível foi reduzida para compensar a entrada de água diminuída.

15                   Tal eficiência de energia, contudo, não é possível com o processo de forno rotativo/calцинаção de LMD, visto que uma quantidade de combustível não-variável muito grande é requerida para proporcionar entalpia de calor de reação endotérmica constante, e também produtos de reação de calor (Cao e CO<sub>2</sub>) para a temperatura de calcinação. Esta entrada de com-  
20                   bustível não-variável tem produtos de combustão de combustível gasosos associados dos quais calor é recuperado via contato em contracorrente com lama de cal seca na seção de pré-calor do forno usando-se cadeias de suspensão densamente acondicionadas como superfície de transferência de calor. Dessa maneira, lama de cal seca é preaquecida antes que ela entre  
25                   no estágio de calcinação seguinte. Isto reduz o consumo de combustível.

Os produtos de combustão gasosos de temperatura reduzida (e CO<sub>2</sub> liberado) deixam a seção de pré-calor do forno e entram na seção de secagem do forno onde estes teores de entalpia de gases evaporam entrando no teor de água de lama de cal. Os fornos mais velhos têm correntes  
30                   dentro da seção de secagem do forno para aperfeiçoar a transferência de calor gás-água. Os fornos mais novos com um LMD não têm correntes de seção de secagem, e são mais fáceis de controlar e operar. Conforme ante-

riormente citado, conforme o teor de sólidos de lama de cal aumenta, a necessidade de entalpia de secagem aumenta. A seguinte seção de pré-calor do forno, contudo, tem capacidade de transferência de calor de corrente insuficiente para absorver energia disponível a partir dos produtos de combustão e  $\text{CO}_2$  associadas com o componente de combustível não-variável antes mencionado, e transferi-lo nos sólidos secos que entram a partir da zona de secagem. Estes produtos de combustão não-absorvidos e indesejados e entalpia de  $\text{CO}_2$  saem do sistema conforme temperatura de gás de descarga de LMD mais alta quando lama de cal de sólidos é usada. Durante os últimos trinta anos, aperfeiçoamentos na filtração e lavagem de lama de cal têm aumentado o teor de sólidos de massa de filtro de 70% para mais de 85%, resultando em economias de combustível significantes e recuperação de licor brando aperfeiçoada. Infelizmente, a tecnologia de forno rotativo atual/LMD é limitada na capacidade de responder economicamente a esta oportunidade de economia de combustível, e tornar-se-á menos eficiente ao combustível à medida que o teor de sólidos de massa de filtro aumenta.

O processo de calcinação de leito fluidizado menos utilizado nunca caracterizou uma seção de pré-calor de sólidos, e dissipa imprevidentemente este excesso de calor, via um arrefecedor de pulverização de água para controlar a temperatura de saída do secador de descarga de cal. Desenhos têm sido propostos para solucionar este dilema pela inserção de um queimador de calor de despejo no lugar da etapa de arrefecedor de pulverização, mas isto nunca pode ser comercializado devido às características de sujeira da superfície alta do gás de saída do calcinador causadas pela presença de misturas de  $\text{Na}_2\text{CO}_3/\text{Na}_2\text{SO}_4$  de ponto de fusão eutético baixo.

Seria, portanto, benéfico proporcionar um processo pelo qual produtos de combustão de combustível possam ser separados de produtos de reação de calcinação gasosos ( $\text{CO}_2$ ) tal que o excesso de calor contido nos produtos de combustão possa ser viavelmente extraído como vapor de processo sem a presença de misturas de sujeira de transferência de calor, tais como  $\text{Na}_2\text{CO}_3/\text{Na}_2\text{SO}_4$ . Isto não é possível dentro do corpo de um forno rotativo; contudo, a invenção revelada, com combustão separada e estágios

de calcinação, proporciona esta necessidade.

Concorrente com estes esforços de redução de combustível necessários, todos os moinhos devem controlar a quantidade e toxicidade de despejos gasoso, líquido e sólido expelidos. Muitas destas emissões foram  
5 reduzidas ou eliminadas graças às melhores práticas de fabricação, mas lamas de WWTP (matéria celulósico, orgânico e inorgânica de tratamento de água de despejo) permanecem um problema custosamente disposto, visto que ele deve ultimamente ser substituído em um aterro de lixo. Conforme anteriormente discutido, lama de WWTP não pode ser usada na saída do  
10 forno rotativo que representa uma oportunidade perdida para conservar combustíveis fósseis.

Disposição segura de gás de moinho de despejo não-condensável (NCGs), que são tipicamente queimados na recuperação ou queimador de pó, ou, mais similarmente, o calcinador de lama de cal de for-  
15 no rotativo. Enquanto a combustão de CCG em fornos rotativos tem sido amplamente praticada, problemas de operabilidade ("anelamento" de depósito de forno, "sopramento" de SO<sub>2</sub>, etc.) persistem nos muitos moinhos. Consequentemente, suportes somente de incineradores de NCG/queimadores que elevam vapor e emissões sulfurosas de esfrega são  
20 aumentadamente usados. Estes incineradores/queimadores, contudo, não são sempre disponíveis quando NCGs são produzidos de modo que um meio de disposição de realimentação é desejável.

Numerosos avanços foram anteriormente produzidos relacionados a vários aspectos de calcinação de lama de cal e calcário. A Patente dos  
25 Estados Unidos 2.212.446 ensina calcinação de calcário em uma atmosfera de valor de 100% (uma reivindicação da invenção revelada) usando um calcinador rotativo aquecido indireto. A Patente dos Estados Unidos 2.700.592 ensina transferência de calor de meio de movimento (MMHT) entre um processo de leito fluidizado endotérmico e um processo de calcinação de minério  
30 de sulfito de leito fluidizado exotérmico. A Patente dos Estados Unidos 2.738.182 ensina calcinação de leito fluidizado de lama de cal de moinho de polpa Kraft incluindo reciclo de produto de calcina finamente moído em um

leito de calcinador para controlar aglomeração. A Patente dos Estados Unidos 3.961.903 ensina um secador de pulverização para secar lama de cal usando gases externos de calcinador de parte inferior de uma fornalha múltipla como o meio de secagem antes da alimentação da lama seca ao calcinador. A Patente dos Estados Unidos 3.991.172 ensina calcinação de produtos de combustão direta de calcário fino pela passagem do calcário através de um leito fluidizado de um "meio transportador de calor granular". A Patente dos Estados Unidos 4.321.239 ensina o uso de secadores de pulverização múltiplos para secar lama de cal usando-se gases externos de calcinador de parte inferior de uma fornalha múltipla como o meio de secagem antes da alimentação da lama seca ao calcinador. A Patente dos Estados Unidos 4.389.381 ensina uso de MMHT pela passagem do calcário fino através de um transportador de calor inerte contido em um leito fluidizado endotérmico, e usando um leito fluidizado exotérmico queimado de carvão para reaquecer o transportador de calor. A cinza é separada a partir do transportador de calor reaquecido antes da calcinação. A calcinação é efetuada em uma atmosfera de ar de composição não-especificada. A Patente dos Estados Unidos 4.606.722 ensina um combustível sólido gaseificado externo para um calcinador de lama de cal de forno rotativo com os "syngas" usados como combustível do calcinador. Uma cinza de gaseificador vitrificada é misturada com calcina, e removida no abafador. A Patente dos Estados Unidos 4.631.025 ensina injeção direta de um combustível sólido (coque de petróleo) em um calcinador de lama de cal de leito fluidizado. A Patente dos Estados Unidos 4.707.350 ensina calcinação de calcário fino em um calcinador de leito fluido eletricamente aquecido fluidizado em uma atmosfera de 100% de CO<sub>2</sub> com CO<sub>2</sub> recuperado como o gás de fluidização. A Patente dos Estados Unidos 4.760.650 ensina secagem aquecida de vapor indireta de lama de cal em uma atmosfera de vapor antes da alimentação da lama de cal seca em um calcinador de leito fluido. O vapor é gerado de gás externo do calcinador. A Patente dos Estados Unidos 5.110.289 usa um secador de descarga separado para secar lama de cal de moinho de polpa Kraft usando gases externos de calcinador rotativo como o meio de secagem. A Patente dos Estados

Unidos 5.230.880 ensina calcinação de calcário fino em um calcinador de leito fluido eletricamente aquecido fluidizado em uma atmosfera de ar. O calcário fino é passado através de um leito de partículas grosseiras de calcário calcinado que age como o meio de transferência de calor entre o calcário fino e os aquecedores elétricos. A Patente dos Estados Unidos 5.354.375 descreve um processo de calcinação de lama de cal usando um forno de eixo para processar lama de cal peletizada em um modo em contracorrente usando queima direta de combustível de óleo e gás natural. A Patente dos Estados Unidos 5.378.319 descreve um processo de calcinação de lama de cal usando um forno de correia de microondas eletricamente aquecido para processar lama de cal em um modo em contracorrente usando uma varredura de ar em contracorrente. A Patente dos Estados Unidos 5.644.996 ensina uma técnica para arrefecer gases de bordo livre em um calcinador de lama de cal de leito fluidizado a abaixo de 500°C (932°F) para minimizar escalada de bordo livre quando o leito fluido do calcinador é 87°C (160°F) e 1000°C (1832°F). O refrigerante injetado é a quantidade total de lama de cal úmida. A Patente dos Estados Unidos 5.653.948 ensina um calcinador de leito fluido aquecido indiretamente usando eletricidade ou queima de óleo/gás para calcinar partículas muito finas de calcário. O calcário é injetado abaixo de um leito de calcário mais grosseiro que age como o meio de transferência de calor. A Patente dos Estados Unidos 5.711.802 ensina uma técnica para reduzir a temperatura de gás de entrada de LMD de um calcinador de lama de cal de forno rotativo para entre 400°C (752°F) e 600°C (1112°F); elimina escalada de secador e reduz transporte de poeira de forno. A Publicação de Pedido de Patente dos Estados Unidos N° 2006/0039853 ensina um processo para separar CO<sub>2</sub> de utilidade de gases de chaminé de queimador com um sorvente de CaO "ativado" e, em seguida, regenerando separadamente o sorvente e recuperando o CO<sub>2</sub> em um calcinador de vácuo coberto de vapor.

### 30 Sumário da Invenção

Em um primeiro aspecto, a presente invenção caracteriza um processo para produção de dióxido de carbono compreendendo:

(a) alimentação de lama de cal obtida de uma operação de fabricação para um calcinador de leito fluido de borbulhamento termicamente ligado pela transferência de calor de meio de movimento (MMHT) usando um meio particulado sólido para um segundo combustor de leito fluido de circulação, e no qual a MMHT proporciona entrada de calor para calcinação da lama de cal;

(b) reciclo do meio particulado sólido sendo de referido calcinador para referido combustor, e

no qual o referido combustor recebe um ou mais combustíveis selecionados a partir do grupo consistindo em lama de tratamento de água de despejo (WWTP), biomassa, ligninas precipitadas e CCGs; e

(c) recuperação de dióxido de carbono e lama de cal calcinada a partir do calcinador de leito fluido.

Em algumas concretizações, o processo caracteriza adicionalmente após a etapa a) o uso de gases de calcinação para secar lama de cal a partir do processo de fabricação em um secador de pulverização ou secador de descarga. Em ainda outras concretizações, o processo caracteriza após a etapa a) recuperação de excesso de energia a partir do processo como vapor e/ou água quente. A lama de cal seca pode ser obtida de um secador de pulverização ou de descarga, e o combustor pode ser provido com lama de WWTP, biomassa, ligninas precipitadas, ou NCGs como combustível.

O vapor pode ser provido ao calcinador como um gás diluente. O vapor pode também servir para catalisar a reação de calcinação. CO<sub>2</sub> quente, vapor e lama de cal calcinada é normalmente produzida a partir do calcinador de leito fluido e, em muitos exemplos, provido para um separador de ciclone. Um separador de ciclone pode separar lama de cal calcinada grosseira e alimentar o CO<sub>2</sub> quente e lama de cal calcinada de partícula fina residual para um secador de pulverização, ou um secador de descarga para referida lama de cal. Em alguns exemplos, um secador de pulverização é usado para produzir CO<sub>2</sub>, e um secador de descarga é usado para produzir um CO<sub>2</sub> de qualidade levemente inferior. Em outras concretizações, o méto-

do caracteriza resfriamento rápido do  $\text{CO}_2$  quente e a mistura de vapor e lama de cal calcinada de partícula fina residual com produto de calcina resfriado a uma temperatura mais baixa em um segundo separador de ciclone antes de direcionar o  $\text{CO}_2$ , e mistura de vapor e lama de cal calcinada de partícula fina residual para um secador de descarga.

Em concretizações preferidas, o processo caracteriza adicionalmente provisão de lama de cal úmida suficientemente próxima ao calcinador de leito fluido e um secador de pulverização, tal que gases de saída a partir do calcinador substancialmente secam a lama de cal úmida, e a lama de cal relativamente seca é alimentada para o calcinador. O  $\text{CO}_2$  nos gases do calcinador de saída pode ser separado a partir do vapor por condensação do vapor com água em contato com uma torre de arrefecimento. Em algumas concretizações, água quente criada por condensação de vapor e resfriamento rápido dos gases do calcinador que saem podem ser retornados para um circuito de recausticação da operação de fabricação.

Em ainda outras concretizações, o método faz uso de um calcinador e um secador de pulverização ou secador de descarga que operam em fluxo de gás/sólidos em contracorrente no qual lama de cal úmida é secada por gases de calcinador que saem, e a lama seca resultante é alimentada para o calcinador. Em algumas concretizações, o calcinador de leito fluido é um calcinador de leito fluidizado de borbulhamento no qual o leito pode compreender meio particulado sólido reaquecido que retorna do combustor de leito fluido de circulação. Em algumas concretizações, o método caracteriza alimentação de um meio de composição para referido meio de movimento ao referido combustor de leito fluido de circulação. O meio de composição pode ser alumina, sílica, mulita, ou outro sólido, materiais inertes notados para ciclização térmica forte e características de resistência mecânica. Em concretizações adicionais, o método caracteriza provisão de um calcário sorvente ao referido combustor de leito fluido de circulação. Tal calcário sorvente pode ser útil para neutralizar combustível derivado de  $\text{SO}_2$ . Em ainda outras concretizações, o combustor pode ter uma segunda fonte de combustível incluindo combustíveis sólidos. Tais combustíveis sólidos

podem servir como combustíveis de realimentação no caso de indisponibilidade adequada de referidos combustíveis primários.

Em algumas concretizações, o método caracteriza geração de, ou vapor saturado de baixa pressão, ou vapor superaquecido de alta pressão, por troca de calor com produtos de combustão quentes. Estas características podem permitir geração de vapor saturado de baixa pressão ou vapor superaquecido de alta pressão para exportar para um sistema de vapor de um moinho, o calcinador, ou necessidades de serviço de vapor de processo interno. Em adição, em alguns exemplos, os métodos e sistemas podem caracterizar preaquecimento de ar dentro do combustor por troca de calor com produtos de combustão quentes. Ainda, os métodos e sistemas podem incluir recuperação de calor como a partir da calcinação usando um dispositivo de leito fluido resfriado de água indireto para gerar água de alimentação de queimador quente, ou água de processo quente.

Adicionalmente, o método pode incluir mistura da alimentação de lama de cal úmida ao secador de pulverização ou secador de descarga com  $H_2O_2$ , para converter sulfito de sódio contido na referida lama de cal em  $Na_2SO_4$ . Soluções aquosas de  $Na_2CO_3$  ou  $Na_2SO_4$  podem também ser misturadas para mudar a proporção de  $Na_2CO_3/Na_2SO_4$  dentro da lama de cal a um ponto de fusão mais alto. Isto pode ser particularmente efetivo para aliviar escalada de calcina e sujeira e emissões gasosas indesejadas. Ainda adicionalmente, o método pode incluir injeção da alimentação de lama de cal seca ao calcinador na base do leito de meio fluidizado do calcinador. Isto pode ajudar a maximizar o tempo de residência de partícula de lama de cal seca assegurando, desse modo, calcinação total.

Em um segundo aspecto, a presente invenção proporciona um sistema para calcinação de lama de cal de carbonato de cálcio e conversão de referida lama de cal de carbonato de cálcio em dióxido de carbono e lama requeimada compreendendo um calcinador de leito fluido de borbulhamento termicamente ligado por MMHT a um segundo combustor de leito fluido de circulação, e no qual o MMHT proporciona entrada de calor para calcinação da lama de cal. O sistema compreende um calcinador e um combustor liga-

do por um sistema ou aparelho de MMHT. O sistema ou parelho de MMHT  
liga termicamente combustão de leito fluido separada (exotérmica) e está-  
gios de calcinação (endotérmicos). Em algumas concretizações, o sistema  
adicionalmente compreende um secador de pulverização e um secador de  
5 descarga.

Em um terceiro aspecto, a presente invenção proporciona um  
sistema integrado compreendendo cinco operações de piro-processamento  
e unidade de troca de calor, a saber, a secagem da lama de cal, calcinação  
de lama de cal de borbulhamento, arrefecimento de calcina de leito fluido de  
10 borbulhamento, aquecimento de meio direto dentro de um combustor de leito  
fluido de circulação, e recuperação de calor e geração de vapor de produtos  
de combustão. A calcina e secador operam em fluxo de gás/sólidos em con-  
tracorrente com a lama de cal úmida sendo secada pelos gases de calcina  
de saída e a lama seca resultante sendo, em seguida, alimentada ao calci-  
15 nador. O presente sistema proporciona MMHT para ligar termicamente com-  
bustão de leito fluido separado (exotérmica) e estágios de calcinação (endo-  
térmicos). Um meio de alta temperatura, quando separado dos contaminan-  
tes, é transportado para um calcinador de leito fluido de borbulhamento de  
temperatura de operação inferior onde ele cede calor armazenado para sa-  
20 tisfazer o calcinador e necessidades de calor endotérmico do secador de  
lama de cal precedente. O meio arrefecido que sai do calcinador é, em se-  
guida, retornado para um combustor para reaquecimento.

#### Breve Descrição dos Desenhos

A Figura 1 proporciona um diagrama de blocos esquemático de  
25 um sistema preferido da invenção.

A Figura 2 proporciona um diagrama de blocos esquemático de  
um sistema preferido da invenção.

A Figura 3 representa um diagrama de blocos esquemático adi-  
cional proporcionando mais detalhes para o sistema da presente invenção.

30 A Figura 4 representa um diagrama de blocos esquemático adi-  
cional proporcionando mais detalhes para o sistema da presente invenção.

A Figura 5 representa um diagrama de blocos esquemático adi-

cional proporcionando mais detalhes para o sistema da presente invenção.

#### Descrição das Concretizações Preferidas

A menos que de outro modo especificado, conforme aqui usado, os seguintes termos significam o seguinte:

5 Por "lama de cal" é significativo uma lama de cal umedecida por água produzida como um produto de reação de partícula de carbonato de cálcio precipitada fina em uma etapa de fabricação de recausticação. Frequentemente hidróxido de sódio é produzido a partir da reação de óxido de cálcio e carbonato de sódio.

10 Por "lama de tratamento de água de despejo (WWTP)" é significativo um combustível primário tal como lama umedecida por água conforme produzida em uma instalação de tratamento de água de despejo de moinho de polpa de papel Kraft (WWTP). Esta lama contém materiais orgânicos e inorgânicos que podem ser rejeitados de várias etapas de produção de polpação e papel. O teor de energia pode estar na forma de compostos orgânicos, principalmente fibra celulósica e ligninas rejeitadas.

15 Por "biomassa" é significativo um combustível de valor positivo, e pode consistir em casca de árvore, aparas de campo, etc. derivadas de um estoque de alimentação de fibra bruta de moinho (árvores). O termo também inclui ligninas precipitadas.

20 Por "gases não-condensáveis (NCGs)" é significativa uma mistura nociva e explosiva de mercaptanos, sulfito de hidrogênio, e metanol coletado de vários processos de moinho, por exemplo, digestão e evaporação de licor negro. Os NCGs podem sofrer combustão em um queimador de recuperação, ou um incinerador/queimador, ambos para eliminar o dano e recuperar energia e enxofre valiosos.

25 Por "calcinação" é significativa um processo térmico industrial endotérmico de alta temperatura (calor é adicionado para acionar uma reação química) para dissociar termicamente carbonatos inorgânicos (isto é, carbonatos de cálcio e magnésio, a.k.a. calcários) e hidróxidos (isto é, hidróxidos de alumínio e magnésio) no reativo, cálcio sólido, magnésio, ou óxidos de alumínio, e produtos de reação gasosos liberados, vapor d'água e/ou dió-

xido de carbono. Por exemplo, lama de cal pode ser primeiro secada e, em seguida, dissociada em dióxido de carbono e óxido de cálcio, com o último sendo reciclado para uma operação de fabricação de recausticação precedente. O dióxido de carbono liberado gasosos é aquele que se origina do carbonato de ódio.

Por "calcinador" é significativo uma câmara ou aparelho para condução de uma reação de calcificação. Um "calcinador" pode sofrer combustão com óleo, gás natural, ou, em alguns casos, carvão ou biomassa, e, dependente do estado físico do estoque de alimentação. Um "calcinador" pode ser um forno rotativo, calcinador de descarga ou calcinador de leito fluido de borbulhamento conforme fabricado por FL Smidth, uma fornalha múltipla conforme manufaturada por LHF Services, ou um forno de eixo, conforme fabricado por Metso Minerals.

Por "calcinador de leito fluido de borbulhamento" é significativo um calcinador que usa um meio de transferência de calor de particulado sólido (por exemplo, sílica, alumina, mulita, etc.) que é suspenso (isto é, fluidizado) em uma corrente de escoamento ascendente de vapor. A velocidade de gás ascendente pode permitir mistura de sólidos com vapor e "bolhas" de dióxido de carbono emitido, mas é usualmente não alto bastante para transportar o meio para fora do leito de borbulhamento, mas ainda mostrando a partícula de calcina a ser transportada para fora do leito de meio de borbulhamento.

Por "combustão" é significativo uma reação de combustão oxidativa (isto é, *exotérmica*) para liberação de energia térmica contida nos combustíveis sólidos (lamas de WWTP, biomassa, carvão, coque, etc.) pela mistura dos combustíveis com excesso de ar (a fonte de oxigênio). "Combustão" é um processo térmico industrial de alta temperatura amplamente usado para criar energia recuperável dos produtos de combustão de combustível (dióxido de carbono, nitrogênio, e vapor de água). A energia extraída pode, em seguida, ser usada para uma proposta endotérmica final, isto é, calcinação, fluidos de aquecimento, secagem, vapor de elevação, etc.

Por "combustor" é significativo uma câmara ou aparelho que

conduz uma reação de combustão sob condição controlada, e permite a extração controlada de energia de calor liberada para proposta de processo útil. Existem numerosos combustores industriais disponíveis. A escolha ótima é determinada pelo tipo de combustível e o uso final desejado da energia extraída, isto é, produção de vapor, produção de água quente, aquecimento de gases (ar, etc.), aquecimento de fluido de transferência de calor de processo, ou aquecimento de meio de transferência de calor de movimento de partícula sólida.

Por "transferência de calor de meio de movimento (MMTH)" é significativo um meio ou processo para transferência de calor exotérmico gerado por processo de combustão de combustível sólido em um vaso para uma reação de calcinação endotérmica em outro vaso. Por exemplo, processos de calcinação típicos utilizam combustão *in situ* (no mesmo vaso como calcinação). Muitos destes processos de calcinação usam combustíveis gasosos e líquidos de custo mais alto, livres de cinza (óleo, gás natural), visto que as cinzas contidas em sólidos de custo muito baixo contaminariam a calcina. MMHT permite uso de combustível de baixo custo, enquanto evita contaminação de calcina com cinza. Pelo uso de MMHT, um calor de reação endotérmico do calcinador pode ser transportado para o calcinador por um meio de partícula sólida que flui livremente para trás e para frente entre um combustor e um calcinador. Muitos combustíveis sólido de baixo custo sofrem efetivamente combustão em um combustor de leito fluido de circulação, e muitas reações de calcinação ocorrem efetivamente nos reatores de leito fluidizado de borbulhamento. MMHT proporciona um meio de transferência de calor de particulado sólido fluidizável que flui livremente entre etapas separadas. Desse modo, MMHT proporciona extração de calor liberado em um combustor e, em seguida, transferindo aquele mesmo calor em um calcinador. Nos sistemas de MMHT exemplares, o meio de transferência de calor particulado sólido tem um tamanho de partícula maior do que o da calcina, tal que a calcina passa através do leito de meio fluidizado, totalmente calcinada, sem contaminação cruzada, e a temperatura de operação da etapa do calcinador é mais baixa do que a do combustor, tal que o calor médio conti-

do pode ser transferido para o calcinador e, em seguida, reaquecido no combustor de temperatura mais alta. Em outros sistemas exemplares, MMHT é facilitada por catalisador de vapor que abaixa a temperatura de calcinação, criando, desse modo, um diferencial de temperatura efetivo entre o combustor e o calcinador. Inversamente, MMHT facilita o uso de catalisador de vapor pela permissão de controle de atmosfera de calcinação flexível pelo uso de um combustor e separador separados.

Por "combustor de leito fluido de circulação" é significativo um desenho de combustor caracterizando um combustor de leito fluido de circulação compreendido de duas seções de meio fluidizado. Uma seção de leito fluido de borbulhamento contém meio de transferência de calor de partícula grande fluidizado por ar de fluidização entrante. Meio de partícula fina e combustível podem ser injetados neste leito de meio grande. A velocidade do ar é normalmente insuficiente para transportar partículas de meio grandes para fora deste leito, mas suficiente para transportar verticalmente meio de partícula fina e meio de cinza de combustível para fora dele em uma segunda seção, conhecida como a coluna de transporte. O meio fino dentro desta última seção absorve muito do calor liberado. Algum do meio fino que contacta a parede da seção de transporte pode circular de volta para o leito inferior. Esta aproximação de desenho é muito similar àquela usada para circulação de queimadores de fluido de circulação conforme fabricado por Foster Wheeler.

Por "secador de pulverização" é significativa uma camada convectiva que pode ser alimentada com, por exemplo, lamas bombeáveis, pastas, ou soluções que podem ser atomizadas em uma "névoa" de gotícula esférica fina por um atomizador mecânico, tal como um disco giratório de alta velocidade, ou bocal de pressão. A névoa pode ser contactada com uma corrente de gás quente capaz de evaporar umidade a partir da alimentação bombeável. Secadores de pulverização exemplares incluem aqueles fabricados por Niro A/S.

Por "secador de descarga" é significativo um secador convectivo que pode ser alimentado com massas de filtro, lamas, ou materiais fibrosos.

A alimentação pode ser introduzida próxima a um ponto de introdução de gás de secagem, tal que sólidos secos e gases de secagem gastos podem se mover em um modo de cocorrente em uma coluna de transporte vertical. Tal perfil de fluxo de cocorrente pode limitar a temperatura de gás de entrada dependente da sensibilidade de calor do material de alimentação. Secadores de descarga incluem aqueles fabricados por Alstom.

Os presentes métodos e sistemas produzem CO<sub>2</sub> de qualidade comercial de 90% a 99% de pureza. O CO<sub>2</sub> de qualidade comercial pode ser produzido usando-se, por exemplo, lama de cal de moinho de polpa de papel Kraft como o único material de alimentação. O produto de cal calcinado "macio-queimado" de alta reatividade requerido no circuito de recuperação de químico do moinho de polpa é também produzido em uma maneira eficiente de energia por utilização de combustíveis prontamente disponíveis de baixa qualidade e baixo custo.

Os presentes métodos e sistemas utilizam duas tecnologias particularmente chave, a saber, (1) MMHT e (2) calcinação de vapor. Os métodos da presente invenção ocorrem em MMHT para ligar termicamente combustão de leito fluido separada (exotérmica) e estágios de calcinação (endotérmicos). Isto permite usar despejo de moinho de baixo custo e combustíveis de biomassa sem contaminação de calcina com cinza de combustível. Os métodos da presente invenção resultam em recuperação de CO<sub>2</sub> de alta qualidade por não-mistura de cinza ou produtos de combustão com CO<sub>2</sub> emitido durante a reação de calcinação. Os métodos também proporcionam cal requeimada de alta qualidade, visto que não existe mistura de cinza com a cal requeimada criada pela reação de calcinação.

Pelo uso de MMHT, diferente do processo de forno/LMD, a entalpia requerida para calcinação de lama de cal e secagem não é gerada *in situ* dentro do calcinador. Ao contrário, um combustor de leito fluido de circulação separado queima lama (WWTP) de moinho de valor baixo e NCGs nocivos com combustível de biomassa prontamente disponível, de qualidade mais alta (casca de árvore, aparas de árvore, serragem, etc.) para meio sólido inerte de circulação de calor. Este meio de alta temperatura, quando se-

parado dos contaminantes de cinza, é, em seguida, transportado para o calcinador de leito fluido de borbulhamento de temperatura de operação inferior onde ele cede seu calor armazenado para satisfazer o calcinador e necessidades de calor endotérmico do secador de lama de cal precedente. O meio  
5 arrefecido que sai do calcinador é, em seguida, retornado para o combustor para reaquecimento.

A lama de WWTP não é usada em um forno rotativo/calcinador de lama de cal de MD dado seu alto teor de cinza e umidade. Enquanto a contaminação de cinza somente é um impedimento maior, o teor de umidade  
10 alto da pasta de WWTP impede a criação das temperaturas de chama adiabática altas requeridas em um forno rotativo para transferência de calor e estabilidade de chama efetivas.

Existe um forte relacionamento de equilíbrio de energia, contudo, que, quando combinado com combustão de leito fluido e MMHT, justifica  
15 o uso de pasta de WWTP em um processo de calcinação, provido que existe um diferencial de temperatura de operação significativa entre os leitos de meio de combustor e calcinador. Um moinho de polpa Kraft alvejado típico requer 290 mtdp de cal/1000 mtdp de polpa de papel de ar seco (AD). Adicionalmente, um moinho típico produz aproximadamente 100 mtdp de lama  
20 de WWTP de base seca por 1000 mtdp de polpa de AD. Portanto, a proporção de lama de WWTP de base seca para massa de lama seca, em uma base equivalente, é 0,345 de lama de WWTP mtdp seca/mtdp de calcina.

Um forno rotativo/LMD moderno típico tem um consumo de óleo combustível (HHV) de valor de calor alto de 1,4 milhão de Kcal/tonelada métrica de calcina. A pasta de WWTP úmida (58% de água) tem um HHV de  
25 2159 Kcal/kg. Portanto, dada à proporção de massa, a energia total disponível na pasta de WWTP úmida por tonelada de calcina é 1,77 milhão de Kcal, ou uma porção significativa da carga de calor de calcina de rede requerida mesmo quando considerando o valor perdido para evaporação de água associada da lama de WWTP.  
30

A aplicação mais comum de MMHT é em craqueamento catalítico de fluido onde um estoque de alimentação de óleo cru refinado é termi-

camente "craqueado" em várias frações de vapor úteis (nafta, gasolina, etc.) em um reator de leito fluido utilizando um catalisador de sólido de recirculação para ambos transferir calor e acionar as reações de craqueamento.

Os métodos aqui descritos também usam vapor para controlar a  
5 pressão parcial de  $\text{CO}_2$  do calcinação, enquanto também catalisa a reação, e permite que ela proceda a uma temperatura mais baixa do que a encontrada com calcinação baseada em ar, enquanto também proporciona um meio fácil para separar subsequentemente  $\text{CO}_2$  de qualidade comercial do vapor. O aspecto físico-químico de catalisação não foi anteriormente propo-  
10 to comercialmente. O abaixamento da temperatura de calcinação facilita o uso de MMHT pela criação de um diferencial de temperatura satisfatório entre o meio quente e a temperatura de calcinação permitindo, desse modo, que transferência de calor rápida ocorra. Inversamente, MMHT facilita o ajuste flexível de misturas de vapor/ $\text{CO}_2$  e temperaturas no calcinador, não  
15 permitindo que produtos de combustão gasosos se misturem com a atmosfera de calcinação.

O efeito favorável de vapor na taxa de reação de calcinação de carbonato de cálcio foi infreqüentemente pesquisado com os primeiros trabalhos significantes por Bischoff ("Kinetics of Thermal Dissociation of Dolomite  
20 and Limestone in Various Gas Flows", *Zeitschrift für Anorganische Chemie.*, vol. 262, 1950) e MacIntire/Stansel ("Steam Catalyst in Calcination of Dolomite and Limestones Fines", *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 45, no. 7, Julho de 1953).

Mais recentemente, trabalhos detalhados por Bur-  
25 nham/Stubblefield/Campbell ("Effects of Gas Environment on Mineral Reactions in Colorado Oil Shale", *Fuel*, vol. 59, Dezembro de 1980), Weisweiler/Hofmann ("Effect of Water Vapour on the Calcination of Limestone in a Fluidized Bed Reactor", *Zement-Kalk-Gips* (36, Jahrgang), nr. 10, 1983), K-  
hraissha/Dugwell ("Effect of Water Vapour on the Calcination of Limestone  
30 and Raw Meal in a Suspension Reactor", *Transactions of the Institute of Chemicals Engineers*, vol. 69, parte A, Janeiro de 1991), e Wang/Thompson ("The Effects of Steam and Carbon Dioxide on Calcite Decomposition using

Dymanic X-Ray Diffraction", *Chemical Engineering Science*, vol. 50, no. 9, 1995), têm proporcionado maiores compreensões.

Estes pesquisadores concluíram que usando-se 100% de atmosfera de vapor ou vapor/atmosfera de ar de certas proporções resulta em dois impactos chaves durante calcinação de calcário; (1) um abaixamento aproximado de 50°C a 60°C (90°F a 108°F) da temperatura de dissociação de CO<sub>2</sub> de equilíbrio relativa àquela para 100% de ar ou N<sub>2</sub>, e (2) um efeito catalítico limitado, principalmente em temperaturas mais baixas. Este efeito diminui após uma concentração de vapor máxima ser alcançada, e/ou conforme a temperatura aumenta.

No calcinador, meio quente é introduzido junto com lama de cal seca injetada. Também vapor de fluidização suficiente para catalisar a reação de calcinação, temperatura de controle do calcinador e pressão parcial do CO<sub>2</sub>, é injetado. Todos estes componentes são misturados totalmente no calcinador de leito fluido de borbulhamento misturado de volta. Os produtos de reação consistindo em partículas de lama de cal calcinada e a mistura de vapor gasoso/CO<sub>2</sub> que sai do calcinador de leito fluido são ciclizados separados antes da mistura de vapor/CO<sub>2</sub> quente, grandemente limpa, provida ao secador de lama de cal. O meio de temperatura reduzida é gravidade descarregada do calcinador de leito fluido para o combustor para renovar o ciclo de aquecimento.

Para inibir aglomeração de calcina e escalada da superfície do calcinador devido à presença de misturas de baixo ponto de fusão de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> e sulfito de sódio (Na<sub>2</sub>S), uma porção do produto de calcina quente é reciclada para o calcinador, para criar mais locais de nucleação, reduzindo, desse modo, o potencial para aglomeração de partícula de calcina e escalada da superfície do calcinador. Para também minimizar a introdução de misturas de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/Na<sub>2</sub>S de baixo ponto de fusão, antes do calcinador, peróxido de hidrogênio (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) é adicionado à lama de cal úmida (antes da alimentação ao mesmo secador de descarga ou de pulverização), para converter Na<sub>2</sub>S residual em Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Isto cria uma mistura de Na<sub>2</sub>S/Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> de ponto de fusão mais alto, ou quantidades pequenas de soluções de Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ou

$\text{Na}_2\text{CO}_3$  podem ser adicionadas no mesmo ponto.

As etapas de calcinação e secagem de lama de cal na presente invenção são processos desacoplados da etapa de combustão. Esta característica da presente invenção proporciona a oportunidade de controle de processo substancial dentro do calcinador, visto que a atmosfera de calcinação pode ser cuidadosamente modelada sem a influência de produtos de combustão de combustível. A temperatura de saída e umidade do secador de lama de cal podem também ser otimizadas para eficiência de energia máxima pelo equilíbrio de suas necessidades de entalpia com a temperatura e volume de saída da atmosfera do calcinador.

A temperatura do calcinador pode ser variada entre  $760^\circ\text{C}$  ( $1400^\circ\text{F}$ ) e  $845^\circ\text{C}$  ( $1570^\circ\text{F}$ ) pela alteração da taxa de circulação de meio entre o calcinador e o combustor. Considerando esta separação de operações unitárias, a pressão parcial de  $\text{CO}_2$  que sai do calcinador também pode ser variada entre 25% e 90%, mas tipicamente 85% da pressão parcial de  $\text{CO}_2$  de equilíbrio de dissociação para calcinação dentro de uma dada atmosfera de vapor/ $\text{CO}_2$ .

Dentro de certas combinações de pressão parcial de  $\text{CO}_2$  de reação de calcinação e temperaturas, a taxa de reação de calcinação pode ser significativamente diminuída. Para assegurar calcinação completa, a lama de cal seca pode ser injetada na base do calcinador, abaixo do leito de meio de borbulhamento, produzindo um "efeito de estorvamento" do leito de borbulhamento de partícula de meio grande em uma partícula de lama de cal menor que escoar para cima proporcionando, desse modo, tempo de residência aumentado. O leito de meio denso age como uma barreira física para impedir as partículas de lama não-calcinadas de saírem do calcinador muito rapidamente. Ver Talukdar/Mathur, "Residence Time Studies of Fine Particles Circulating through a Fluidized Bed of Coarse Solids", University of New Hampshire. Apresentado no Encontro Annual de AIChE 1995.

A entalpia total dos gases de calcinação de saída pode ser suficiente para secar eficientemente a lama de cal entrante em um secador de pulverização, e uma temperatura de gás de entrada não menor do que

760°C (1400°F) e não excedendo 982°C (1800°F), enquanto mantendo uma temperatura de gás de saída do secador de pulverização em não menos do que 88°C (190°F), e não maior do que 104°C (220°F), dependendo do teor de sólidos de lama de cal total entrante, mas com a necessidade de manter um teor de umidade de partícula seca em não menos do que 2% por peso.

Adicionalmente, a entalpia total de gases de calcinação de saída pode também ser suficiente para secar eficientemente a lama de cal que entra em um secador de descarga a uma temperatura de gás de entrada não excedendo 593°C (1100°F), enquanto mantendo uma temperatura de gás de saída do secador de descarga em não menos do que 91°C (195°F), e não maior do que 104°C (220°F) dependente do teor de sólidos de lama de cal total que entra, mas com a necessidade de manter um teor de umidade de partícula seca em não mais do que 2% por peso. Este controle de temperatura de entrada de gás de secagem é necessário para impedir aglomeração de lama de cal no secador de descarga, dano mecânico ao secador de descarga, e é acompanhado pelo resfriamento rápido dos gases de saída quentes do calcinador reciclados, produto de calcina frio do arrefecedor de calcina, e retorno da calcina reaquescida ao arrefecedor.

A cinza de combustível e produtos de combustão não são misturados com produtos de reação sólido e gasosos nos presentes métodos e sistemas e, diferentemente, os combustíveis fósseis líquidos/gasosos de alto custos dos processos de forno rotativo/LMD não são usados. O desacoplamento também permite que os produtos de combustão gasosos, relativamente limpos quentes transfiram calor sensível em preaquecimento de ar de combustão e geração de vapor usando desenhos de trocador de calor convencionais sem a influência de sujeira de transferência de calor indesejada das misturas de baixo ponto de fusão de  $\text{Na}_2\text{CO}_3/\text{Na}_2\text{S}$  potencialmente encontradas no estágio de calcinação.

MMHT permite desenho de equipamento de custo efetivo. O grande volume de gás de exaustão a partir do calcinador de lama de cal de forno rotativo/LMD deriva grandemente dos produtos de combustão de combustível, e não do produto de reação de  $\text{CO}_2$  de mistura. O desacoplamento

de combustão de combustível a partir do calcinador de leito fluido reduz o volume de gás de saída do calcinador, aumentando, desse modo, significan-  
temente, a taxa de produção de calcina por área de leito fluido unitária na  
mesma velocidade de fluidização superficial. Adicionalmente, o combustor  
5 de leito fluido de circulação separado está livre para operar em uma veloci-  
dade de fluidização muito mais alta do que o calcinador de leito fluido de  
borbulhamento. Consequentemente, os presentes métodos e sistemas per-  
mitem um calcinador de leito fluido compacto com rendimentos de produto  
equivalente a e talvez maiores do que os sistemas maiores de forno rotati-  
10 vo/LMD, mas sem a penalidade de uso de terra.

Processos de craqueamento de hidrocarboneto e pirólise usam  
tipicamente MMHT para transferir calor de um sólido para uma corrente ga-  
sosa, pelo que os presentes métodos e sistemas são designados para trans-  
ferir calor de um sólido fluidizado para outro. O meio usado para MMHT é  
15 selecionado por sua excelente estabilidade térmica e resistência a decrepi-  
tação mecânica. Materiais inertes, tais como alumina, sílica e mulita, são  
vários exemplos. A distribuição de tamanho do meio selecionado e grava-  
de específica é tal que permite transporte vertical (com cinzas finas) em ve-  
locidade de gás superficiais entre 3,1 e 6,1 metros/s (10 a 20 pés/segundo)  
20 no combustor, enquanto também desenvolve um leito fluido de borbulha-  
mento no calcinador em velocidades de gás superficiais menores do que 1,5  
metro/segundo (5 pés/segundo). As partículas de lama de cal secas peque-  
nas têm uma velocidade de transporte bem abaixo de 1,5 m/seg, permitindo  
que as mesmas transitem através do leito fluido de borbulhamento, absor-  
25 vendo calor a partir do meio, e suportando calcinação antes da saída com a  
mistura vapor/ $\text{CO}_2$ .

MMHT combinado com a separação associada dos processos  
de combustão e calcinação permite uso de 100% de vapor como uma at-  
mosfera do calcinador diluente e gás de fluidização ao invés de produtos de  
30 combustão de combustível não-condensável, ou apenas ar. A diluição de  
vapor variável controla a pressão parcial de  $\text{CO}_2$  que impacta a taxa de rea-  
ção de calcinação. O vapor também catalisa a reação de calcinação, tal que

ela procede em uma temperatura mais baixa do que se o gás de fluidização fosse somente ar. A quantidade volumétrica total de vapor também controla a pressão parcial de  $\text{CO}_2$  tal que a taxa de reação de calcinação pode ocorrer a um nível aceitável, enquanto resulta em um vapor/ $\text{CO}_2$  que proporciona entalpia suficiente nos gases que saem do calcinador para secar eficientemente a lama de cal úmida que entra alimentada para o secador de pulverização ou de descarga. Importaneamente, o uso de vapor permite separação e recuperação econômica subsequente de  $\text{CO}_2$  não-condensável de qualidade comercial de vapor usando tecnologias comerciais bem aceitas.

10               A presente invenção proporciona um sistema de processo integrado compreendendo cinco operações unitárias de troca de calor e piroprocessamento; secagem de lama de cal, calcinação de lama de cal seca de leite fluido de borbulhamento, arrefecimento de calcina de leite fluido de borbulhamento, aquecimento de meio direto dentro de um combustor de leite fluido de circulação, e geração de vapor e recuperação de calor de produtos de combustão. Por razões de economia de combustível, o calcinador e secador operam em fluxo de gás/sólidos em contracorrente com lama de cal úmida sendo secada por gases de calcina de saída, e a lama seca resultante, em seguida, sendo alimentada para o calcinador.

20               As Figuras 1 e 2 ilustram esquematicamente um sistema 8 que pode ser usado para praticar a presente invenção. As Figuras 3, 4 e 5 representam um detalhe mais considerável mostrando o sistema 8. A Figura 1 mostra a combustão, recuperação de calor, seção de calcinação e arrefecimento de produto 10 do sistema 8. A Figura 2 mostra o secador e seção de preparação de pressão parcial de  $\text{CO}_2$  12 do sistema 8.

25               A Figura 2 representa a lama de cal 151 do moinho (não mostrado) provido para meios de preparação de alimentação de secador 150 junto com peróxido de hidrogênio 153, e sulfato de sódio, ou solução de carbonato 154 e lama de cal secada reciclada 195 quando um secador de descarga 185 é usado, ou água de diluição quente 140 quando um secador de pulverização 127 é usado. A alimentação de secador preparada em seguida  
30               procede para o secador de pulverização 127, via 129, e para o secador de

descarga 185, via 190. O secador de descarga 185 recebe gás quente 187 do ciclone de têmpera 184, e o secador de pulverização 127 recebe gás quente 124 diretamente do ciclone de calcina 121 (Figura 1). A lama de cal seca 91 coletada do limpador de gás 136 procede para o calcinador 66 (figura 1). O gás de saída do secador 135 do, ou secador de descarga, ou secador de pulverização, é limpo pelo limpador de gás 136, e os gases de saída 139 consistindo em  $\text{CO}_2$  limpo quente e vapor são passados para os meios de arrefecimento de  $\text{CO}_2$  141. O  $\text{CO}_2$  e gases de vapor são água direta 142 resfriada rápida, e água quente saturada a partir dos meios de arrefecimento 141 é passada de volta para a linha 149 para uso como água de diluição quente quando um secador de pulverização 127 é usado, ou para retornar ao moinho 148 quando ou secador de pulverização 127 ou secador de descarga 185 é usado.  $\text{CO}_2$  saturado com água, arrefecido, procede 144 para uma unidade de processamento de gás  $\text{CO}_2$  além dos limites de bateria desta invenção.

A Figura 1 representa um combustor 15 queimado em 35 com carvão de realimentação, coque de petróleo, pneus em tiras, carvão de despejo, óleo e gás, mas usa como seus combustíveis principais, lama de WWTP, e/ou ligninas precipitadas 14, e/ou biomassa (casca de árvore, seragem, etc.) 30, e NGC 39 e calcário em 44 para reagir com excesso de  $\text{SO}_2$ . Meio de composição 37 para o MMHT é adicionado conforme necessário. O meio quente 65 passa para o calcinador 15 e, após transferir seu teor de calor, é retornado como meio de arrefecer 57 para o combustor 15 para aquecimento e reciclagem adicionais. Os produtos de combustão e saída de cinza do combustor 15 são gastos via 62, e vão para o meio de recuperação de calor 80.

Os produtos de combustão quentes 62 que saem do combustor de leito fluido 15 entram no meio de recuperação de calor 80 que é provido com vapor saturado em 81, água de alimentação de queimador reaquescida em 104, e ar de combustão ambiente em 100. O calor recuperado é criado na forma de vapor de alta pressão superaquecido 85 exportado para o moinho, ar de combustão preaquecido 55, vapor de fluidização de calcinação

preaquecido 83, e vapor de serviço interno 59, todos deixando o meio de recuperação de calor 80.

O calcinador 66 recebe vapor de fluidização superaquecido 83 a partir do meio de recuperação de calor 80. O gás externo de calcina 119 de  
5 CO<sub>2</sub> quente, vapor e produtos de calcina, procedem para o separador de ciclone quente 121. A calcina quente 122 passa para o arrefecedor de calcina 123 e alguma lama de cal não-calcinada e calcina é reciclada em 93 para o calcinador 66. Vapor, CO<sub>2</sub> e alguma calcina residual 124 a partir do ciclone quente 121 passam diretamente para um secador de pulverização 127, mas  
10 podem ser primeiro passados para o ciclone de temperatura 184 (Figura 2) quando o secador de descarga 185 é usado.

O arrefecedor de calcina de leito fluido 123 é visto para ter como entradas de resfriamento indiretas água de alimentação de queimador 168 a partir do moinho, água de resfriar 171 a partir do moinho, vapor de fluidização 85, e ar de fluidização 165. Suas entradas incluem água de alimentação  
15 de queimador reaquecida 104 que é alimentada para o meio de recuperação de calor 80, e também, em parte, retornada 169 para o moinho; um retorno de água quente em 173, produto de calcina arrefecido em 182 para o moinho; e reciclo de calcina arrefecida em 183 para o ciclone de temperatura 184  
20 quando um secador de descarga 185 é usado. A calcina reaquecida 186 que deixa o ciclone de temperatura 124 e calcina quente 122 do ciclone quente 121 são ambas retornadas para o arrefecedor de calcina de leito fluido 123. Os gases de exaustão do arrefecedor de calcina de leito fluido limpos em 176 são enviados para a atmosfera. Os produtos de combustão arrefecidos 12  
25 do meio de recuperação de calor 80 são enviados para um filtro de alojamento de saco 113 no qual cinza seca 114 é separada de produtos de combustão 112 e adicionada a cinza seca 71 do combustor 15 e são, em seguida, subsequentemente dispostas. Os produtos de combustão de arrefecer limpos em 115 são enviados para a atmosfera.

30 Um diagrama mais detalhado é provido nas Figuras 3, 4 e 5, que não estão em escala, e as designações numéricas da corrente de processo podem não necessariamente seguir na mesma sequência conforme a des-

crição seguinte. Os números de corrente são denotados por "[ ]", e itens de equipamento de processo por "( )". O processo representado nas Figuras 3, 4 e 5 pode ser dividido em oito (8) "ilhas" de processo conforme segue: (1) Preparação do Combustível do Combustor e Manuseio de Sólidos; (2) Combustão de Combustível e Aquecimento de Meio; (3) Recuperação de Calor de Produtos de Combustão de Combustível e Geração de Vapor; (4) Calcinção de Vapor de Lama de Cal Seca; (5) Secagem de Lama Seca; (6) Recuperação de Dióxido de Carbono; (7) Preparação de Lama de Cal; e (8) Arrefecimento e Peletização de Calcina.

#### 10 **Preparação do Combustível do Combustor e Manuseio de Sólidos**

O combustível principal, lama de WWTP úmida, é distribuído [1] para um secador aquecido por vapor indiretamente (2) que utiliza vapor saturado de baixa pressão [3] provido pelo moinho. Corrente de ar de varredura (4) age para transportar a água evaporada e impede condensação. A corrente condensada (5) é retornada para o moinho. O gás de saída do secador [6] vai para o filtro de tecido (7) onde ele é separado em mistura de ar de gás limpo/água [8], e captura sólidos de transporte de secador [9].

Lama de WWTP seca [10] é misturada com sólidos de transporte de secador [9] e juntamente alimentada [11] para o silo [12]. As correntes combinadas [13] são pneumaticamente injetadas [14] na seção inferior do combustor de leito fluido (15), via ar pressurizado [16] provido pelo soprador (17).

O gás de saída do secador limpo [8] vai para um arrefecedor de água de contato direto (18) usando água de processo do moinho [19] como o refrigerante. Água quente condensada [20] é retornada para o sistema de água quente de processo do moinho. Ar de exaustão saturado arrefecido [21] é pressurizado e distribuído, via soprador (22), para a corrente de entrada de ar de combustão secundária do combustor de leito fluido [23].

Sob condições de operação normais, existirá um equilíbrio fechado entre o suprimento de lama de WWTP e a última carga de calor do calcinador. Ligninas precipitadas, secadas, de suprimento de calor deficiente a partir da área de queimador de recuperação do moinho, podem ser adicio-

nadas diretamente [24] ao silo [12], e juntamente injetadas [14] com lama de WWTP secada na seção inferior do combustor de leito fluido [15], via ar pressurizado [16] provido pelo soprador (17).

O moinho não deve ter ligninas precipitadas disponíveis; os silos de combustível (25) e (26) proporcionam combustíveis de custo aumentadamente mais alto. O silo (25) armazena combustível de biomassa úmido, o combustível secundário preferido devido a seu baixo custo e disponibilidade nos moinhos de polpa Kraft. A biomassa é distribuída, via [27] para um cinzel/desfibrador (28) após o qual ela [29] é mecanicamente transportada (30) para a seção inferior do combustor de leito defluído (15), via alimentador de parafuso (31), ou outro dispositivo de alimentação apropriado.

Um silo (26) armazena combustíveis fósseis mais custosos, tais como enxofre alto, carvão, coque de petróleo, pneus em tiras, carvão de despejo, etc.; a biomassa deve ser indisponível em quantidades suficientes para satisfazer os requerimentos de energia total do sistema. Eles são distribuídos [32] para um pulverizador (33) pulverizado em [34] em, em seguida, pneumaticamente transportado [35] na seção do combustor de leito fluido inferior (15) usando ar de transporte [16] provido por soprador (17). O combustível é pulverizado por (33) para assegurar combustão rápida e separação de cinza completa a partir do meio de transferência de calor quente.

O silo (36) contém meio de composição para substituir aquele destruído pelo manuseio cíclico quando se utiliza MMHT. O meio pode ser alumina, sílica, mulita, ou outro sólido, materiais inertes notados para ciclagem térmica forte e características de resistência mecânica. Ele é distribuído por gravidade via [37] para a válvula "J" de retorno de meio arrefecido (38).

Outros combustíveis injetados na seção inferior do combustor de leito fluido (15) são todos coletados, NCGs de moinho de Kraft e óleo combustível ou gás natural [39]. Os NCGs proporcionam uma entrada de calor notável, e podem ser seguramente dispostos em uma maneira ambientalmente anunciada durante períodos de parada de incinerador de NGC normal. Óleo e gás natural são usados para retificação e partida de temperatura rápida.

Para neutralizar  $\text{SO}_2$  emitido de combustível sólido, NCG, e combustão de óleo combustível, calcário sorvente é adicionado à seção inferior de combustor de leito fluido (15) a uma razão molar de Ca/S entre 1,0 e 2,5. Esta técnica é bem conhecida àqueles familiares com o desenho de combustor de leito fluido. Calcário de qualidade de mercado é armazenado no silo (40) e transportado [41] para o pulverizador (42), e convertido em calcário finamente moído [43] antes de injeção pneumática [44] na seção inferior do combustor de leito fluido (15) usando ar de transporte [16] provido pelo soprador (17). O calcário é pulverizado de modo a assegurar absorção de  $\text{SO}_2$  e separação completa subsequente a partir do meio de transferência de calor quente.

Por último, cinza do combustor separada [45] a partir do silo de armazenagem (46) é pneumaticamente transportado [47] na seção inferior do combustor de leito fluido (15) por ar de transporte [16] provido pelo soprador (17). Esta cinza pode ser reciclada para assegurar combustão de teor de carbono de combustível completa. Esta técnica é bem conhecida àqueles familiares com o desenho de combustor de leito fluido.

#### **Combustão de Combustível e Aquecimento de Meio**

Lama de WWTP e ligninas precipitadas [14], outros combustíveis [30, 35 e 39], cinza [47] e calcário [44], e cinza [47], são injetados na seção inferior do combustor de leito fluido (15) de um combustor de leito fluido de circulação revestido com refratário que pode ser compreendido de oito seções (15), (48), (49), (50), (51), (52), (53) e (54).

Ar de combustão pressurizado, entre 114 Kpa e 136 kpa (1,14 e 1,36 bar) (16,5 a 19,7 psia) e preaquecido entre 149°C e 204°C (300°F a 400°F) é introduzido, via corrente [55] no espaço repleto de ar de fluidização de combustor cilíndrico ou retangular (54). A quantidade de ar introduzido é menos do que a quantidade estequiométrica requerida para combustão total de todos os combustíveis que entram na seção do combustor cilíndrico ou retangular [15] de modo a assegurar condições de redução dentro desta seção de combustor. Uma grade de distribuição de gás (bocal ou placa de orifício) separa mecanicamente as seções de combustor [15] e [54]. Todas es-

tas técnicas são bem conhecidas àqueles familiares com o desenho de combustor de leito fluido.

A seção inferior do combustor de leito fluido (15) é um leito de borbulhamento denso produzido principalmente em partículas de meio grandes. Estas partículas de meio grandes são dimensionadas para não decantarem quando a velocidade de gás de produto de combustão de gás de seção transversal dentro da seção inferior do combustor de leito fluido (15) é 6,1 metros por segundo (20 pés por segundo). Os combustíveis introduzidos são gaseificados e parcialmente sofrem combustão nesta seção de combustão sub-estequiométrica, seu calor liberado sendo absorvido por meio arrefecido de 788°C a 882°C (1450°F a 1620°F) [56] compreendido daquele retornado do calcinador, via corrente [57], retorno do leito do combustor, via corrente [58], e composição, via corrente [37].

O meio de arrefecer retornado [56] entra na seção inferior do combustor de leito fluido [15], via uma válvula "J" 938, a.k.a. vedação fechada) fluidizada com vapor de moinho superaquecido [59] a 207 Kpa (2,07 bar) (30 psia) e 204°C (400°F).

Conforme as partículas de cinza de escória de carvão aumentam em volume na seção inferior do combustor de leito fluido (15), elas, e algum meio, são descarregados por gravidade [58], via uma válvula de "cone" de alta temperatura (60), e são externamente separados com o meio maior sendo retornado para a seção inferior do combustor de leito fluido (15), via corrente de meio arrefecido [56]. Tais desenhos de válvula são bem conhecidos àqueles familiares com as técnicas de desenho de combustor de leito fluido e calcinador.

Ar de combustão secundário pressurizado [61], entre 115 kpa a 122 kpa (1,15 e 1,22 bar) (16,7 a 17,7 psia) e preaquecido entre 149°C e 204°C (300°F a 400°F), é provido para completar queima de combustível, e aquecimento de meio de circulação na seção de combustor cilíndrico e retangular (48).

Esta técnica de introdução de ar de combustão secundário é amplamente usada com queimadores de leito de fluido de circulação. O ex-

cesso de oxigênio total que sai da seção de transporte do combustor de leito fluido (48) está entre 10% e 35% acima daquele requerido para combustão estequiométrica, e é dependente de dadas características de combustão de mistura de combustível, combinadas. A temperatura de equilíbrio do combustor para cinza, meio e gás estará entre 843°C e 927°C (1550°F e 1700°F).

Devido à velocidade de gás superficial alta dos produtos de combustão na seção de transporte do combustor de leito fluido (48), as partículas de cinza e meio de circulação são verticalmente transportados juntos na seção de borda livre do combustor cilíndrico (49) em excesso da velocidade de transporte de meio. Esta velocidade normalmente não excede 6,1 mps (20 fps).

A seção de borda livre do combustor (49) é uma câmara superior de diâmetro expandido cilíndrica que age para desengajar meio de circulação reaquecido em entre 843°C e 927°C (1550°F e 1700°F) de cinza. Sua área transversal é tal que os produtos de combustão gasosos que saem da seção de transporte do combustor de leito fluido (48) são rapidamente expandidos a uma velocidade inferior. Esta velocidade de gás inferior é menor do que a velocidade de transporte vertical de partículas de meio de circulação de 6,1 mps (20 fps), mas muito maior do que a velocidade de transporte vertical de partículas de cinza finas.

Dessa maneira, a cinza arrastada que sai da seção de borda livre do combustor (49), via vapor [62], com produtos de combustão de combustível enquanto gotas de meio livre de cinza grandemente reaquecidas por gravidade em uma seção de armazenamento de combustor (50) que é um funil de armazenagem de meio quente integral. O volume da seção de armazenagem do combustor (50) é tal que ela pode armazenar meio quente quando a etapa de calcinação requer somente 25% da capacidade de liberação de calor do combustor.

Dependendo das necessidades de entalpia do combustor, o meio de circulação reaquecido é retirado a uma taxa controlada apropriada a partir da seção de armazenagem do combustor (50), via orifícios de descar-

ga múltiplos, o fluxo através de cada orifício de descarga está sendo externamente controlado por válvulas de cone de alta temperatura múltiplas (51). O número de orifícios de descarga e válvulas está entre 4 (quatro) e 24 (vinte e quatro), a quantidade exata uma função das necessidades da entalpia do calcinador e secador, e área de seção transversal de leito fluido relacionada.

O meio de circulação relacionado descarregado a partir da seção de armazenamento do combustor (50), via válvulas de cone múltiplas (51), pode conter alguma cinza fina arrastada. Esta cinza é retornada para o calcinador com meio de circulação reaquecido, pode eventualmente contaminar o circuito de recausticação de moinho Kraft. Portanto, a mistura de meio/cinza reaquecida entra em um extrator de "inclinação e cobertura de cone", onde o meio contaminado com cinza escoar para baixo, sobre uma série de coberturas e inclinações de cone (ver detalhe "A" do fluxograma de processo). O vapor [63] a 2,14 bar (30 psia), ou menos, e preaquecido a 204°C (400°F), escoar para cima através do extrator, separando a cinza a partir do meio de circulação que escoar para baixo. Tais desenhos são bem conhecidos àqueles familiares com técnicas de desenho de craqueamento catalítico de fluido de refinaria.

A mistura cinza/vapor é descarregada na seção de borda livre do combustor (49). O meio de circulação quente limpo [65] a 843°C e 927°C (1550°F e 1700°F) é descarregado por gravidade a partir do extrator (52), e vai para a seção de calcinação de leito fluido [66], via injetores [53], corretamente preparados para proporcionar a necessidade de entalpia endotérmica de rede das etapas de calcinação/secagem.

As partículas de cinza e calcário sulfatado e não-sulfatado entram no ciclone quente (67), via [62], onde muitos dos sólidos entrantes são separados a partir dos produtos de combustão gasosos quentes a 843°C e 927°C (1550°F e 1700°F). O fluxo inferior de sólidos do ciclone [68] entra no silo (46) onde ele é dividido em duas correntes. Uma corrente [45] é o fluxo de reciclo de sólidos anteriormente mencionados, e a segunda [69] entra em um arrefecedor de disco arrefecido com água pequeno (70). Os sólidos arre-

fecidos [71] a menos do que 93°C (200°F), em seguida, saem do sistema neste ponto.

O combustor é preaquecido na partida inicial por ar de combustão primário de temperatura ambiente [72] aquecido a não mais do que 816°C (1500°F), via óleo ou gás natural [73], em um aquecedor queimado direto (74). Quando o leito de meio fluidizado na seção inferior do combustor de leito fluido (15) alcança uma temperatura adequada, combustível premium (óleo, gás ou carvão) é injetado [39] diretamente no leito para elevar sua temperatura àquela necessária para combustão de combustível autogênica satisfatória. O uso de combustível premium [39] é gradualmente desengajada como lama de WWTP, biomassa, e/ou comércio de alimentação de combustível fóssil.

#### **Recuperação de Calor de Produtos de Combustão e Geração de Vapor**

Os sólidos e produtos de combustão quentes que saem do combustor são separados em um ciclone com cinza que sai do sistema, via um arrefecedor rotativo convencional. Os produtos de combustão quentes grandemente limpos em seguida entram nos trocadores de calor convectivo múltiplos que, em série em contracorrente, geram fluidização de calcinador superaquecido de baixa pressão e vapor de serviço de processo interno; vapor superaquecido de alta pressão para exportar para o circuito fechado de vapor de moinho, e ar de combustão preaquecido. Os produtos de combustão arrefecidos saem para o ambiente, via dispositivos de limpeza de gás convencional.

Produtos de combustão carregados de cinza quentes [62] que saem da seção de borda livre do combustor (49) e entram no ciclone (67), podem ser misturados com amônia ou uréia [75] para reduzir emissões de óxido de nitrogênio com tecnologia de remoção não-catalítica seletiva (SN-CR) conhecidas àqueles familiares com desenho de queimador de leito fluidizado. O teor de óxido de nitrogênio que sai da seção de borda livre do combustor (49) deve ser menor do que aquele requerido por lei, então esta etapa não é requerida.

Produtos de combustão livres de cinza grandemente quentes

que saem do ciclone (67), via [76], podem ser misturados com gás natural ou óleo [77] no incinerador (78) para aumentar a temperatura para 982°C (1800°F) a um tempo de residência suficiente no incinerador (78), tal que quaisquer orgânicos clorados (dioxinas) podem ser destruídos. Esta técnica é bem conhecida àqueles familiares com desenho de combustor de combustível de despejo. O teor de dioxina que sai da seção de borda livre do combustor (49) deve ser menor do que aquele requerido por lei, então esta etapa não é requerida.

Os gases quentes [79] que saem do incinerador (78) entram na seção de trocador de calor gás/gás (80) para superaquecer vapor saturado de baixa pressão superaquecido [81] distribuído a partir do moinho a 207 kpa (2,07 bar) (30 psia) a 538°C (100°F). Este vapor superaquecido é, em seguida, grandemente dirigido em dois (2) fluxos; muitos deles vão para o espaço repleto de gás de fluidização da entrada do calcinador (82), via [83]. Uma quantidade menor vai para o espaço repleto de gás de fluidização da entrada do arrefecedor de calcina (84), via [85].

O vapor de baixa pressão superaquecido remanescente é temperado com água de alimentador de queimador [86] a 204°C (400°F), e dirigido em seis (6) fluxos; via [87] para a válvula de injeção de meio quente do calcinador (53), via [59] para a válvula de injeção de meio de arrefecer do combustor (38), via [63] para o extrator de meio quente do combustor (52), via [88], para o extrator de retorno de meio de arrefecer do calcinador (89), via [90] para a linha de injeção de lama de cal seca [91], e via [92], para a linha de reinjeção de calcina [93]. As correntes [90], [91] e [92] são todas localizadas em ambas as Figuras 4 e 5.

Os produtos de combustão arrefecidos que saem da seção de trocador de calor (80) e entram em uma segunda seção superaquecida da seção de troca de calor gás/gás (94) que superaquece vapor de alta pressão saturado [95] que sai do tambor de vapor (96) em entre 10,45 MPa (104,5 bar) (1515 psia) e 4,24 Mpa (42,4bar) (615 psia). A temperatura de vapor de pressão alto superaquecido estará entre 538°C(1000°F) e 399°C (750°F) quando exportado para o moinho, via [97]. As condições de vapor de alta

pressão superaquecido compatíveis com o circuito fechado de corrente principal do moinho.

Os produtos de combustão arrefecidos saem da seção superaquecida (94), via vapor [98], e entram na seção de economizador/evaporador do queimador de circulação forçada (99). A mistura de vapor/água [100] gerada na seção de economizador/evaporador (99) entra no tambor de vapor (96) onde vapor de alta pressão saturado entre 10,45 Mpa (104,5 bar) (1515 psia) e 4,24 MPa (42,4) (615 psia) sai, via [95], e vai para a seção de superaquecedor (94). Fluxo inferior de líquido saturado [101] do tambor de vapor (96) é extraído e impulsionado a pressão de evaporação pela bomba de circulação do queimador (102) sendo distribuída via [103] a seção de economizador/evaporador (99). Água de alimentação de queimador preaquecida, originalmente a partir do alojamento do queimador do moinho, entra no tambor de vapor (96), via [104], tendo sido preaquecida na seção de arrefecedor de calcina (105). A corrente [104] é representada nas Figuras 4 e 5.

Ainda adicionalmente produtos de combustão arrefecidos que deixam a seção de economizador/evaporador (99), via [106], são divididos em duas correntes, uma que entra na seção de preaquecedor de ar primário (107), e a segunda que entra na seção de preaquecedor de ar secundário (108).

A seção de preaquecedor de ar primário (107) preaquece o ar de combustão primário, via [109], pelo soprador de ar de combustão primário (110) em entre 115 KPa e 136 KPa (1,15 bar e 1,36 bar) (16,7 psia a 19,7 psia). O ar de combustão primário que sai da seção de preaquecedor de ar (107), via [55], é aquecido a entre 149°C e 204°C (300°F a 400°F) e, em seguida, vai para o espaço repleto de fluidização de combustor (54).

A seção de preaquecedor de ar secundário (108) preaquece o ar de combustão secundário distribuído, via [23], pelo soprador de ar de combustão secundário (111) em entre 115 KPa (1,15 bar e 1,22 bar) (16,7 psia a 17,7 psia). O ar de combustão secundário que sai (108), via [61], é aquecido a entre 149°C e 204°C (300°F a 400°F) e, em seguida, vai para a seção de transporte do combustor de leito fluido (48).

Finalmente, os produtos de combustão completamente arrefecidos que saem da seção do preaquecedor de ar primário (107) e da seção de preaquecedor de ar secundário (108), via [112], entram em um alojamento de saco de filtro (113) onde cinza fina residual é separada dos produtos de combustão. A cinza [114] que sai do sistema e produtos de combustão livres de particulado são descarregados para atmosfera, via [115], pela ventoinha de exaustão do combustor (116).

### **Calcinação de Vapor de Lama de Cal Seca**

CO<sub>2</sub> é liberado em um calcinador de "leito fluido de borbulhamento" (BFB) fluidizado de vapor cilíndrico usando-se meio quente inerte que entra do calcinador a uma temperatura mais alta do que a temperatura do leito de operação do calcinador. O meio quente entrante libera sua energia armazenada como a carga de calor endotérmico requerida para calcinar lama de cal seca para produto de cal "requeimado" nas condições corretas de reação. O vapor de fluidização do calcinador entra a uma quantidade controlada para assegurar que a atmosfera de reação de vapor de CO<sub>2</sub> gasoso seja continuamente mantida em uma pressão parcial de CO<sub>2</sub> adequada para acionar a reação de calcinação. A atmosfera de reação de vapor de CO<sub>2</sub> que sai do calcinador é dirigida para um secador para evaporar água associada com lama de cal provida pelo moinho de polpa Kraft, e tem o requerimento correto de entalpia para secar a pasta fluida de lama de cal entrante na temperatura de descarga de secador mais baixa possível e saturação de água relativa máxima.

A gravidade distribuída aos injetores de alimentação do calcinador de leito fluido (53) é meio extraída quente [65] a uma taxa dependente do requerimento de carga de calor endotérmico do calcinador e do secador. O meio quente é motivado através dos injetores por vapor de pressão baixo superaquecido [87] distribuído para o ponto de entrada de meio quente do injetor a 204°C (400°F). O injetor é preferivelmente um desenho de válvula em "L", mas pode também ser do tipo "J". Tais desenhos de válvula são bem conhecidos àqueles familiares com técnicas de desenho de leito fluidizado.

A lama de cal seca é transportada [91] por uma mistura de CO<sub>2</sub>

pressurizado/vapor superaquecido ao injetor de meio de calcinador (35) a um ponto a jusante do ponto de mistura vapor/meio quente. O soprador (117) recebe  $\text{CO}_2$  de qualidade de exportação [118] a partir da área de produto de  $\text{CO}_2$  (fora dos limites de bateria da invenção), e pressuriza-o para  
5 assegurar que a pressão de injeção no leito de calcinador cilíndrico não seja menor do que 157 MPa (1,57 bar) (22,7 psia). Vapor superaquecido é injetado em [91], via [90].

A mistura de vapor/meio quente/lama de cal seca/mistura de  $\text{CO}_2$  resultante é injetada pelo injetor de meio de calcinador (53) a uma pressão não menor do que 157 KPa (1,57 bar) (22,7 psia) na base da seção de  
10 calcinação de leito fluido cilíndrica (66) a um ponto diretamente acima da placa de distribuição de gás circular do calcinador. O número total de injetores pode variar de entre quatro (4) e vinte e quatro (24), dependendo da capacidade de produção de calcina e área de seção transversal de placa de  
15 distribuição do calcinador. A proporção de vapor/  $\text{CO}_2$  na trajetória interna do injetor corresponde a uma pressão parcial de  $\text{CO}_2$  não maior do que 90% da pressão parcial de equilíbrio de  $\text{CO}_2$  para a reação de calcinação de  $\text{CaCO}_3$  para proceder na temperatura mínima e pressão interna máxima do injetor.

A lama de cal seca [91] pode também ser injetada, via mistura  
20 de  $\text{CO}_2$  e vapor diretamente no leito do calcinador, derivando, desse modo, o injetor de meio de calcinador (53) deve ser necessário para evitar escalada excessiva nos injetores.

O vapor de fluidização do calcinador a 538°C (1000°F) é distribuído [83] no espaço repleto de gás de fluidização do calcinador (82). A  
25 pressão de vapor não é maior do que 207 KPa (2,07 bar) (30 psia), mas a uma pressão adequada para fluidizar o leito de meio de borbulhamento na seção de calcinação de leito fluido (66) a uma altura de leito fluidizado de não mais do que 2,44 metros (8,0 pés). A quantidade de vapor que entra no espaço repleto de gás de fluidização do calcinador (82) será controlada de  
30 modo a assegurar que a pressão parcial de  $\text{CO}_2$  na seção de calcinação de leito fluido (66) não seja maior do que 90% da pressão parcial de equilíbrio de  $\text{CO}_2$  na pressão de leito fluidizado máxima e temperatura de leito fluidiza-

do mínima na seção de calcinação de leito fluido (66) quando também considerando-se misturas de vapor/ $\text{CO}_2$  contidas nas correntes de entrada do calcinador [91], [87] e [93]. Por último, a entalpia total, quando considerando-se temperatura e quantidades de massa, contida em todos os gases que saem na corrente [119], será suficiente para satisfazer o requerimento de etapa de secagem de lama de cal.

A seção de calcinação de leito fluido (66) é fluidizada no topo da placa distribuidora pelo vapor a uma velocidade maior do que a velocidade de fluidização incipiente do meio de circulação, mas menor do que sua velocidade de transporte máxima de 6,1 mps (20 fps), e sempre maior do que a velocidade de transporte da partícula de lama calcinada menor.

A seção de calcinação de leito fluido (66) se expande na área de seção transversal cilíndrica conforme  $\text{CO}_2$  é liberado pela reação de calcinação, e cessa a expansão no ponto de entrada da seção de borda livre do calcinador (120). Esta área de seção transversal aumentada assegura que a mistura de  $\text{CO}_2$ /gás de vapor que sai da seção de calcinação de leito fluido (66) e entra na seção de borda livre do calcinador (120) a uma velocidade maior do que a velocidade de fluidização incipiente do meio, mas menor do que sua velocidade de transporte mínima, mas sempre maior do que a velocidade de transporte de partícula de lama de cal calcinada menor. Isto assegura que lama de cal calcinada decantada seja transportada na seção de borda livre do calcinador (120), e o meio é desengajado da calcina, cai de volta, e retorna para a seção de calcinação de leito fluido (66).

O meio arrefecido que sai do calcinador através de um orifício de sobrefluxo de descarga por gravidade localizado na interface da seção de calcinação de leito de fluido (66) e seção de borda livre do calcinador (120), isto é, a superfície de topo do leito de fluido de borbulhamento da calcina. O meio descarregado da seção de calcinação de leito fluido (66) pode conter alguma calcina arrastada. Esta calcina, se retornada para o combustor com o meio criará uma perda econômica. Portanto, a mistura de meio/calcina entra em um extrator de "inclinação e cobertura de cone", onde a mistura meio/calcina escoar para baixo, por gravidade, sobre uma série de coberturas e

inclinações de cone (ver detalhe "A" do fluxograma de processo). O vapor [88] a 2,07 bar (30 psia), ou menos, e preaquecido a 204°C (400°F), escoam para cima através do extrator, separando calcina a partir do meio que escoam para baixo. Tais desenhos de extrator são bem conhecidos àqueles familiares com técnicas de desenho de craqueamento catalítico de fluido de refinaria. A calcina extraída e vapor associada entram na seção de borda livre do calcinador (120).

O meio extraído arrefecido sai do extrator de "cobertura e inclinação de cone" (89), via corrente de descarga [57], e é combinado com meio de composição [37] e meio recuperado [58], com tudo indo para a válvula de retorno de meio (38). A válvula (38) retorna o meio para a seção inferior do combustor de leito fluido (15), conforme anteriormente explicado. A válvula (38) é preferivelmente uma válvula tipo "J", mas também pode ser uma válvula tipo "L". Tais desenhos de válvula são bem conhecidos àqueles familiares com técnicas de desenho de leito fluidizado.

O número de extratores (89) e válvulas (38) não será menor do que (2) para assegurar distribuição correta na seção inferior do combustor de leito fluido (15).

As partículas de lama de cal calcinadas decantadas na seção de borda livre de calcina (120) representam a taxa de produção de calcina total. Esta calcina, junto com a mistura de extrator de CO<sub>2</sub>/gás de corrente que sai, sai da seção de borda livre do calcinador (120), via corrente [119] antes da entrada no ciclone quente (121).

A temperatura da partícula de lama de cal calcinada em ambas a seção de calcinação de leito fluido (66) e seção de borda livre do calcinador (120) será menor do que 760°C (1400°F), e não maior do que 834°C (1570°F), e tipicamente entre 791°C (1455°F) e 800°C (1472°F). O meio quente que entra na seção de calcinação de leito fluido (66), via injetores (53), estará a não menos do que 832°C (1530°F) e não mais do que 927°C (1700°F). O meio arrefecido que entra no extrator de meio (89) estará tipicamente a 28°C (50°F) mais alto na partícula de lama de cal calcinada que entra na seção de borda livre do calcinador (120). Isto assegurará transfe-

rência de calor rápida entre o meio quente entrante e a lama de cal seca entrante.

O vaso do calcinador cilíndrico total representado pelas seções (82), (66) e (120) circundará a seção de transporte do combustor de leito fluido (48) do combustor cilíndrico ou retangular. A seção de armazenamento (50) compartilhará uma parte inferior/parte superior com a seção de borda livre do calcinador (120). Dessa maneira, o calcinador e combustor são integrados em um desenho integral compacto para minimizar requerimentos de área de terra. Todas as superfícies interiores do calcinador e combustor serão revestidas por refratário para resistência à abrasão e para proposta de isolamento térmico. Tais desenhos são bem conhecidos àqueles familiares com técnicas de desenho de leito fluidizado.

### **Secagem de Lama de Cal**

Existem duas rotas de secagem de lama de cal que podem ser utilizadas. O uso de qualquer rota de secagem é principalmente uma função da qualidade de produto de  $\text{CO}_2$  desejada, teor de umidade da lama de cal inicial, e custo de combustível total. Um secador de pulverização pode ser usado quando a qualidade de  $\text{CO}_2$  em excesso de 95% de pureza é requerida, e quando o teor de umidade de lama de cal recebida a partir do moinho é 30% ou mais, embora lamas de cal de teor de sólidos mais alto, quando diluídas em água, sejam aceitáveis. Esta rota de secagem consome a quantidade mais alta de combustível alimentado ao combustor. Um secador de descarga pode ser usado quando a qualidade de  $\text{CO}_2$  em excesso de 90% é requerida e/ou com teores de umidade de lama de cal menor do que 30% até o teor de sólidos máximo produzido pelo sistema de filtração de lama de cal. Esta rota de secagem consome a quantidade mais baixa de combustível. A rota do secador de pulverização é representada na Figura 4, e a rota do secador de descarga na Figura 5.

### **Rota do Secador de Pulverização**

O  $\text{CO}_2$  quente, vapor e mistura de produto de calcina decantado que saem da seção de borda livre do calcinador (120), via [119], é grandemente limpo de calcina em um ciclone quente (121). A calcina de partícula

grande separada, representando muito da taxa de produção de calcina, sai do ciclone (121), via [122], onde ela entra no primeiro estágio da primeira seção do arrefecedor de leito fluido (123).

5 O CO<sub>2</sub> quente/gás de vapor e mistura de calcina de partícula muito fina saem do ciclone (121), via [124], e vão para o secador de pulverização que entram, via duto de "dispersor de ar" (125) que se eleva através da câmara cônica do secador de pulverização (126) e câmara cilíndrica (127) que termina em um ponto abaixo do atomizador de disco rotativo (128). Os gases de secagem quentes e calcina de partícula fina saem do  
10 duto dispersor de ar (125), via um a.k.a. "dispersor de ar de chaminé" de abertura com aleta ou sem aleta.

O atomizador rotativo (128) utiliza um disco de rotação resistente à abrasão para atomizar a pasta fluida de lama de cal [129] em gotículas muito finas. Esta pasta fluida é uma mistura de lama/água de cal bombeável  
15 em não menos do que 65%, e tipicamente 70% de teor de sólidos total. A névoa de gotícula fina resultante é imediatamente contactada pelos gases quentes que entram dispersos [124] que saem do duto dispersor de ar (125), e é instantaneamente convertida em gotículas secas finas e água vaporizada.

20 Ambos os desenhos do duto dispersor de ar e atomizador referidos são aqueles oferecidos por Niro A/S, Copenhagen, Dinamarca. Tais técnicas são bem conhecidas àqueles familiares com projetos de sistemas de secagem de pulverização de tonelagem alta nas indústrias de processamento de minerais.

25 O processo de evaporação rápida imediatamente resfria rapidamente os gases na câmara cilíndrica (127), e câmara cônica (126), a uma temperatura não menor do que 91°C (195°F) e não maior do que 104°C (220°F), dependendo da temperatura do gás de entrada e composição, teor de sólidos total de pasta fluida de lama de cal [129], e a necessidade de  
30 manter um teor de umidade de partícula seca em não mais do que 2% por peso. Nestas condições, muito se não todo, do NaOH presente na pasta fluida de lama de cal será convertido a Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> devido ao alto teor de CO<sub>2</sub> na

câmara de secagem.

Uma porção muito pequena do Cao contido na lama de cal calcinada que entra no secador com os gases quentes, via [124], é também também re-hidratada e recarbonatada em  $\text{Ca(OH)}_2$  e  $\text{CaCO}_3$  devido à mistura de vapor de  $\text{CO}_2$ /vapor de água presente na câmara de secador de pulverização. Estes sólidos são misturados com lama de cal seca indo para o calcinador onde ela é recalcinada.

A porção de tamanho de partícula grosseiro da lama de cal seca é capturada na câmara cônica (126) e descarregada por gravidade, via uma válvula rotativa através do duto de saída [130], e vai para o silo de armazenamento de lama de cal seca (131). Esta técnica de operação é bem conhecida àqueles familiares com projetos de sistemas de secagem de pulverização de alta tonelagem nas indústrias de processamento de minerais.

A lama de cal seca remanescente, representando tamanhos de partícula mais finos, sai da câmara cônica (126) com a mistura de  $\text{CO}_2$ /vapor de água arrefecida, via [132], e vai para o ciclone secador (133) que separa partículas de lama de cal seca maiores separadas que, em seguida, saem da base do ciclone, via uma válvula rotativa e duto [134] e, em seguida, vai para o silo de armazenamento de lama de cal seca (131).

Os gases [135] que saem do ciclone secador (133), contendo as partículas de lama de cal residual mais finas, entram em um filtro de alojamento de tecido, ou precipitador eletrostático (ESP) (136). As partículas de lama de cal seca separadas saem (136), via uma válvula rotativa e duto [137] e, em seguida, vão para o silo de armazenamento de lama de cal seca (131).

A lama de cal seca coletada no silo (131) é descarregada de sua base de silo cônica através de uma multiplicidade de válvulas de descarga numerando-se não menos do que quatro (4) e não mais do que vinte e quatro (24), mas sempre um número equivalente de injetores de meio quente de calcinador/lama de cal seca (53). O soprador (117) recebe vapor de  $\text{CO}_2$  [118] a partir da área de armazenamento de produto de  $\text{CO}_2$  (além destes limites de bateria da invenção), e o impulsiona a uma pressão satisfatória

para transportar a lama de cal seca que sai do silo de armazenamento de lama de cal seca (131) a injetores (53) para assegurar que a pressão de descarga do injetor que entra na seção do calcinador (66) não seja menor do que 157 KPa (1,57 bar) (22,7 psia).

5 Os gases livres de lama de cal seca (136) são extraídos pela ventoinha de gás de exaustão (138) que, em seguida, distribuem este gás de mistura de CO<sub>2</sub>/vapor de água [139] a um depurador de água de contato direto que separa grandemente o vapor de água de todos os gases que entram. A ventoinha (138) e vapor [139] estão localizadas em ambas as Figuras 4 e 5.

#### **Rota do Secador de Descarga**

A menos que de outro modo notado, todos os números de corrente são representados na Figura 4. O CO<sub>2</sub> quente, vapor e mistura de produto de calcina decantada que saem do calcinador, via [119], é grandemente limpo de calcina no ciclone (121). A calcina de partícula grande separada, representando muita da taxa de produção de calcina, sai no ciclone (121), via [122], onde ela entra primeiro na seção de arrefecedor de leito fluido (123) que está localizada em ambas as Figuras 4 e 5.

O ciclone de saída (121), via [124], é uma mistura de CO<sub>2</sub> quente/vapor e de calcina de partícula fina residual a 760°C (1570°F). A corrente de intercepção [124] é corrente [183] que é uma mistura de fase densa pressurizada de CO<sub>2</sub> e calcina arrefecida tendo sido primeiro descarregada a partir da seção de arrefecedor de calcina de leito fluido (180), via [179], a aproximadamente 93°C a 121°C (200°F a 250°F) com soprador (198) proporcionando ar de injeção/transporte, via corrente [197]. Esta mistura faz com que a corrente [124] seja temperada "resfriada" a não mais do que 593°C (1100°F) no ciclone de tempera (184). O abaixamento da temperatura assegura que o secador de descarga (185) opere sem problemas mecânicos ou aglomeração de lama de cal úmida que entra excessiva. O ciclone de tempera (184), secador de descarga (185) e corrente (183) são somente representados na Figura 5.

Calcina separada e reaquescida a uma temperatura um tanto

menor do que 593°C (1100°F), sai do ciclone de têmpera (184), via [186], e entra na primeira seção de arrefecedor de leito fluido (123): Vapor [186] é somente localizado na Figura 5.

5 A mistura de CO<sub>2</sub> arrefecido/vapor e calcina de partícula fina sai do ciclone de têmpera (184) em não mais do que 593°C (1100°F), via corrente [187]. A corrente de intercepção é CO<sub>2</sub> resfriado de emergência [188] a partir da área de produto de CO<sub>2</sub> (fora dos limites de bateria da invenção) e, se necessário, água resfriada de emergência [189] para assegurar que os gases quentes e calcina de partícula fina entrem no secador de descarga  
10 (185) não excedem 593°C (1100°F). As correntes [187], [188] e [189] estão somente localizadas na Figura 5.

A lama de cal preparada [190] que sai do alimentador de moinho (19) também entra no secador de descarga (185) a um ponto acima do ponto de entrada da corrente de gás [187]. Esta lama de cal é dispersa na corrente  
15 de gás [187] por meios apropriados para assegurar que evaporação de água rápida no secador de descarga (185) ocorra a uma temperatura não menor do que 96°C (205°F), e não maior do que 104°C (220°F), dependendo da temperatura de gás de entrada, teor de sólidos de lama de cal total, e da necessidade de manter um teor de umidade de partícula seca em não mais  
20 do que 2% por peso. Nestas muitas condições, se não todo o NaOH presente na lama de cal entrante é convertida em Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> devido ao alto teor de CO<sub>2</sub> no secador de descarga (185). O alimentador (191) e corrente [190] estão somente localizados na Figura 5.

Uma porção muito pequena do Cao contida na calcina que entra  
25 no secador de descarga (185), via [124], é re-hidratada e recarbonatada em Ca(OH)<sub>2</sub> e CaCO<sub>3</sub> devido a mistura de CO<sub>2</sub>/vapor de água presente no secador e, em seguida, misturada com lama de cal seca que eventualmente vai para o calcinador, onde ela é recalcinada.

A mistura de lama de cal seca e CO<sub>2</sub> arrefecido/vapor de água  
30 que sai do secador de descarga, via duto de saída [132], vai para o ciclone secador (133). O ciclone secador (133) separa as partículas de lama de cal secas maiores entrantes que, em seguida, saem da base do ciclone, via uma

válvula rotativa e duto [134] e, em seguida, vão para o silo de armazenamento de lama de cal seca (131).

Os gases que saem do ciclone secador (133), que contêm as partículas de lama de cal mais finas residuais, entram em um filtro de alojamento de tecido, ou precipitador eletrostático (ESP) (136), via [135]. As partículas de lama de cal seca separadas saem do filtro de alojamento de saco ou ESP, via uma válvula rotativa e [137] e, em seguida, vão para o silo de armazenamento de lama de cal seca (131).

A lama de cal seca coletada no silo de armazenamento de lama de cal seca (131) é descarregada de sua base de silo cônica através de uma multiplicidade de válvulas de descarga (entre 4 e 24 em número), mas sempre um número equivalente ao número de meio quente do calcinador/injetores de lama de cal seca (53). Um soprador (117) recebe vapor de CO<sub>2</sub> a partir da área de armazenamento de produto de CO<sub>2</sub> (além destes limites de bateria da invenção), via [118], e impulsionando-o a uma pressão satisfatória para transportar sólidos que saem do silo de armazenamento de lama seca (131) para injetores de meio quente/lama de cal seca (53) para assegurar que uma pressão de descarga do injetor que entra na seção de calcinação de leito fluido (66) não seja menor do que 157 KPa (1,57 bar) (22,7 psia).

Os gases livres de lama de cal seca que saem do filtro de alojamento de tecido ou ESP (136) são extraídos por uma ventoinha de gás de exaustão (138) que distribui este gás de mistura de CO<sub>2</sub>/vapor de água para um purificador de água de contato direto convencional que separa grandemente o vapor de água de todos os gases entrantes.

#### **Recuperação de Dióxido de Carbono**

A descrição de ilha do processo de recuperação de CO<sub>2</sub> é a mesma para, ou a rota do secador de pulverização, ou a rota do secador de descarga, e é representada em ambas as Figuras 4 e 5. A menos que de outro modo indicado, todos os números de corrente são representados na Figura 4. A mistura de CO<sub>2</sub> limpo/vapor de água deixa o filtro de alojamento de saco ou ESP (136), via uma ventoinha de exaustão (138), e vai para o

estágio de contato inferior de purificador de água de contato direto (14), via [139]. Este purificador de água de contato direto usa água de torre de arrefecimento de moinho [140] que entra a aproximadamente 38°C (100°F), e água de moinho fresca (142) a aproximadamente 10°C (50°F) em seu estágio de contato superior (143). Este tipo de desenho é bem conhecido àqueles familiares com a prática de purificação de correntes de gás industrial.

O contato direto em contracorrente entre a água de arrefecimento e gás quente entrante remove adicionalmente partículas de lama de cal residuais e condensa vapor de água para concentrar CO<sub>2</sub> na corrente de gás de exaustão do purificador de água [144] a uma temperatura de saturação de aproximadamente 16°C (60°F). Esta corrente de gás de CO<sub>2</sub> saturada com água de baixa temperatura vai para uma facilidade (além destes limites de bateria da invenção) designada para remover gasosos residuais/impurezas sólidas, e cria um produto de CO<sub>2</sub> líquido ou gasoso comercial. Esta tecnologia é bem conhecida àqueles familiares na indústria de gás industrial.

A água purificada rejeitada e pequenas quantidades de calcina hidratada [145] são coletadas no reservatório de purificador de contato direto a aproximadamente 82°C (180°F) e vão para um tanque de coleta (146). O gás ventado [147] de (146) contém algum CO<sub>2</sub> que é dirigido para a corrente de gás de exaustão do purificador de contato direto [144].

Para ambas as rotas de secador de pulverização e de descarga, a água quente livre de calcina rejeitada coletada no tanque de coleta (146), em seguida, escoar para o circuito de recausticação do moinho, via [148], para proposta de diluição e lavagem. Isto é conforme representado na Figura 5. Para a rota de secador de pulverização, água quente com fluxo inferior de calcina hidratada [149] vai para o tanque (150).

#### **Preparação de Lama de Cal**

A ilha de preparação de lama de cal é diferente para cada rota de secagem, e é representada na Figura 4 para a rota do secador de pulverização, e Figura 5 para a rota de secador de descarga. A rota do secador de pulverização requer um estoque de alimentação bombeável líquido, pelo que

a rota do secador de descarga pode aceitar uma massa de filtro relativamente seca produzida na operação de fabricação.

### **Rota do Secador de Pulverização**

Pasta fluida de lama de cal bombeável para o atomizador de secador de pulverização é preparada no tanque agitado de topo aberto (150) quando a massa de filtro de lama de cal [151] em até 90% de teor de sólidos é alimentada, via alimentador de parafuso (152), e misturada com água quente e calcina hidratada residual que vão a partir do purificador de contato direto, via [149]. O teor de sólidos total no tanque agitado de topo aberto (150) é controlado para não menos do que 65%, mas tipicamente 70% para assegurar bombeio e atomização fáceis. O teor de água da pasta fluida de lama de cal atual será uma função das operações de circuito de recausticação de moinho específicas.

Uma quantidade suficiente de peróxido de hidrogênio líquido ( $H_2O_2$ ), ou oxigênio gasoso ( $O_2$ ) [153] é também adicionada ao tanque agitado de tanque aberto (150) para oxidar totalmente quantidades de traço residuais de  $Na_2S$  na pasta fluida agitada em sulfato de sódio ( $Na_2SO_4$ ). Esta conversão impede contaminação do gás de produto de  $CO_2$  [144] com compostos de enxofre de redução total (TSR) gasoso que podem ser gerados no secador de pulverização ou calcinador, e ajuda a abrandar escalada e sujeira no calcinador pela elevação da proporção de massa de  $Na_2SO_4/Na_2CO_3$  em uma região de ponto de fusão mais alto. O gás de produto de  $CO_2$  [144] é representado em ambas as Figuras 4 e 5.

Uma pequena quantidade de solução de sulfato de sódio ( $Na_2SO_4$ ) e carbonato de sódio ( $Na_2CO_3$ ) [194] pode ser adicionada para abrandar escalada e sujeira no calcinador pela elevação da proporção de massa de  $Na_2SO_4/Na_2CO_3$  em uma região de ponto de fusão mais alto.

Existem múltiplos tanques agitados de topo aberto (150) para assegurar ajuste final consistente em teor de sólidos total e composição de sal de sódio antes da transferência [155] para o tanque de alimentação agitado encerrado (156), via a bomba (157). As quantidades corretivas finais de peróxido de hidrogênio líquido ou gás oxigênio podem ser adicionadas, via

[158], na bomba (157).

O tanque de alimentação agitado encerrado (156) recebe pasta fluida de lama de cal preparada do tanque agitado de topo aberto (150), via [155]. O vapor de varredura [159] é adicionado ao tanque de alimentação agitado de topo aberto (156) para remover qualquer ar residual arrastado ventilado para o ambiente, via abertura [160]. A pasta fluida de lama de cal preparada é, em seguida, bombeada, via corrente [129], por uma bomba de deslocamento positivo (161) ao atomizador rotativo do secador de pulverização (128) a uma taxa variável, mas controlada, considerando-se o teor de umidade do produto e a composição e temperatura do gás de secagem.

#### **Rota do Secador de Descarga**

A alimentação de lama de cal para o secador de descarga (185) é preparada em um alimentador de moinho (191) quando a massa de filtro de lama de cal [192] em até 90% de teor de sólidos é misturada com uma quantidade suficiente de peróxido de hidrogênio líquido ( $H_2O_2$ ) [193] para oxidar totalmente quantidades traço residuais de  $Na_2S$  na lama de cal em sulfato de sódio ( $Na_2SO_4$ ). Esta conversão impede contaminação de gás de produto de  $CO_2$  [144] com compostos de enxofre de redução total (TSR) gasoso que podem ser gerados no secador de descarga ou calcinador, e ajuda a abrandar escalada e sujeira no calcinador pela elevação da proporção de massa de  $Na_2SO_4/Na_2CO_3$  em uma proporção de massa em uma região de ponto de fusão mais alto.

Uma pequena quantidade de solução de sulfato de sódio ( $Na_2SO_4$ ) e carbonato de sódio ( $Na_2CO_3$ ) [194] pode ser adicionada para abrandar escalada e sujeira no calcinador pela elevação da proporção de massa de  $Na_2SO_4/Na_2CO_3$  em uma região de ponto de fusão mais alto.

O teor de sólidos total que sai do alimentador de moinho (191), via corrente [190], é levemente reduzido a partir de 90% de sólidos totais máximos presentes na massa de filtro de lama de cal [192] com a adição de  $H_2O_2$  [193] e solução de  $Na_2SO_4/Na_2CO_3$  [194]. Este teor de sólidos de lama de cal que sai na corrente [190] deve ser mantido em não menos do que 85% para assegurar alimentação correta e dispersão no secador de descar-

ga (185), e é efetuado pela adição de lama de cal seca [195] ao alimentador de moinho (191) que foi reciclado do silo de armazenamento de lama de cal seca (131), via meios mecânicos.

A taxa de alimentação de lama de cal ao secador de descarga (185) do alimentador de moinho (191) é controlada para manter um teor de umidade de produto de lama de cal seca constante, considerando-se o inter-relacionamento da composição e temperatura do gás de secagem da entrada do secador de descarga atual. Os sólidos secos são armazenados no silo de lama de cal seca (131). Esta técnica de controle é bem conhecida àqueles familiares com a prática de secagem de descarga industrial.

#### **Arrefecimento e Peletização de Calcina**

A descrição da ilha de arrefecimento e peletização de calcina é essencialmente a mesma para ambas as rotas de secagem, exceto para várias variações, que são representados na Figura 5 para a rota de secador de descarga. A calcina quente [122] descarregada do ciclone (121) e calcina reauecida [186] descarregada a partir do ciclone de têmpera (184) (quando se usa a rota do secador de descarga) vão para uma seção de arrefecedor de leito de fluido retangular (123), via uma vedação de perna de mergulho. A primeira seção de arrefecedor de leito fluido (123) é fluidizada com vapor [85] que entra na primeira seção de espaço repleto de arrefecedor de leito fluido (84) a (2,07 bar) (30 psia) e 538°C (1100°F), para assegurar uma vedação correta do ciclone de vedação de perna de mergulho e ambiente. Portanto, qualquer gás se forma no ciclone de pressão negativa (121) e ciclone de têmpera (184) de modo a não contaminar o circuito fechado de recuperação de CO<sub>2</sub>.

A primeira seção de arrefecedor de leito fluido (123) é um desenho de leito fluido de "mistura posterior" para assegurar mistura uniforme de vapor de fluidização e a calcina quente entrante. A temperatura de equilíbrio da calcina e leito de vapor na primeira seção de arrefecedor de leito fluido (123) não é menos do que 600°C (1112°F), para assegurar que nenhuma rehidratação de calcina ocorra. A calcina sai da primeira seção de arrefecedor de leito fluido (123) por escoamento sobre uma parede divisora de largura de

leito total, e entra na segunda seção de arrefecedor de leito fluido (105). O vapor de fluidização sai através da mesma abertura de parede divisora, retirado por esboço negativo pela ventoinha de exaustão de arrefecedor (162).

Uma porção de calcina quente sai da primeira seção de arrefecedor de leito fluido (123), via um sobrefluxo em um orifício de descarga [163] a uma taxa controlada, via uma válvula de cone. A quantidade de calcina que entra [163] está entre 0% e 20% da taxa de produção de calcina total. A calcina na corrente [163] é injetada [93] na seção de calcinação de leito de fluido (66) a uma pressão não menor do que 157 KPa (1,57 bar) (22,7 psia) pelo vapor do moinho [92] a 207 KPa (2,07 bar) (30 psia), e 204°C (400°F). A reciclagem de calcina assegura calcinação de lama de cal completa, enquanto proporciona locais de nucleação extra para abrandar a sujeira de sal de sódio que afeta o leito fluido do calcinador.

A calcina que entra na segunda seção de arrefecedor de leito fluido (105) é fluidizada por ar ambiente [165] distribuído por um soprador (166) através da segunda seção de espaço repleto de arrefecedor de leito fluido (167). A calcina fluidizada escoar para baixo no leito retangular ao redor de grupos de tubos imersos dentro do leito fluidizado. Escoando através deste grupo de tubos, em contracorrente ao fluxo de sólidos, é pressurizada água de alimentação de queimador de moinho que entra via [168]. A água de alimentação de queimador, agora aquecida a uma temperatura mais alta, sai, via corrente [104], e vai para a entrada do tambor de vapor (96). O excesso de água de alimentação de queimador aquecida também sai, via corrente [169], e vai para o alojamento de queimador do moinho de polpa. Calcina arrefecida sai da segunda seção de arrefecedor de leito fluido (105) por escoamento sobre uma parede divisora de largura de leito fluido antes de entrar na terceira seção de arrefecedor de leito fluido (164).

A calcina que entra na terceira seção de arrefecedor de leito fluido (164) é fluidizada por ar ambiente [165] distribuído por um soprador (146) através da terceira seção de espaço repleto de arrefecedor de leito fluido (170). A calcina fluidizada escoar ao longo da trajetória de leito fluido retangular ao redor de grupos de tubos imersos dentro do leito fluidizado.

Água de moinho fresca [171] escoa através deste grupo de tubos, em contracorrente ao fluxo de sólidos, misturada em pressão por uma bomba (172). Água quente sai via corrente [173], e vai para o sistema de água quente do moinho ou circuito de recausticação para diluição e lavagem.

5                   Ao invés de grupos de tubos em contracorrente, placas de fluxo transversais ou grupos de tubos podem também ser utilizados em seções de arrefecedor de leito fluido (164), ou outro dispositivo de transferência de calor indireto conhecido àqueles familiares com este tipo de arrefecedor de leito fluido.

10                  A mistura vapor de água/ar na borda livre do arrefecedor de leito fluido é retirada por uma ventoinha de exaustão (162), via corrente [174]. Esta corrente de exaustão vai para um alojamento de saco de filtro de tecido (175) e, em seguida, sai para o ambiente, via corrente [176]. A calcina particulada fina coletada [178] vai com o fluxo de calcina de arrefecedor de massa [179] como corrente [180] para a entrada do pelotizador (181).

15                  A calcina arrefecida a aproximadamente 93°C a 121°C (200°F a 250°F) sai da terceira seção de arrefecedor de leito fluido (164), via um reservatório de sobrefluxo (180) com a taxa controlada por uma válvula rotativa. A calcina produto é altamente reativa, visto que o processo de calcinação de baixa pressão cria um produto "queimado macio". Seu tamanho de partícula fino também a torna um tanto empoeirada. Portanto, a calcina é peletizada (181) para abrandar manuseio potencial e problemas de segurança ante de ser transportada via [182] para os abafadores de circuito de recausticação do moinho.

25                  Com a rota de secador de descarga, uma porção desta calcina arrefecida [179] é extraída a uma taxa controlada [196] por uma válvula rotativa, e é pneumaticamente transportada via CO<sub>2</sub> para a linha de gás de entrada [124] do ciclone de têmpera (184). Este CO<sub>2</sub> é obtido a partir da área de preparação de CO<sub>2</sub> (fora deste processo), via corrente [197], e é misturado em pressão pelo soprador (198). O soprador (198) e correntes [196] e [197] são representados na Figura 5.

Enquanto a presente invenção fosse exemplificada por concreti-

zações específicas, será compreendido em vista da presente revelação que numerosas variações na invenção estão agora capacitadas àqueles técnicos no assunto. Consequentemente, a invenção é para ser amplamente construída e limitada somente pelo escopo da presente descrição.

## REIVINDICAÇÕES

1. Método para calcinação de lama de cal de carbonato de cálcio de uma operação de fabricação e conversão da mesma em dióxido de carbono e cal requeimada, compreendendo:

5                   (a) alimentação de lama de cal a um calcinador de leito fluido no qual o calcinador de leito fluido é termicamente ligado pela transferência de calor de meio de movimento (MMHT) para um combustor de leito fluido de circulação por um meio de transferência de calor no qual referido meio se move entre referido calcinador e referido combustor, no qual a MMHT proporciona entrada de calor para calcinação;

10                   (b) reciclo do meio de transferência de calor de referido calcinador para referido combustor, no qual o referido combustor recebe um ou mais combustíveis selecionados a partir do grupo consistindo em lama de tratamento de água de despejo (WWTP), biomassa, ligninas precipitadas e  
15                   NCGs; e

                    (c) recuperação de dióxido de carbono e lama de cal calcinada a partir do calcinador de leito fluido.

2. Método, de acordo com a reivindicação 1, no qual vapor é provido ao calcinador de leito fluido e gás diluente.

20                   3. Método, de acordo com a reivindicação 1, no qual CO<sub>2</sub> quente, vapor, e lama de cal calcinada, são produzidos a partir de referido calcinador.

                    4. Método, de acordo com a reivindicação 3, compreendendo adicionalmente a provisão de CO<sub>2</sub> quente, vapor, e lama de cal calcinada a  
25                   um separador para separar lama de cal calcinada grosseira separada, e proporcionando a mistura de CO<sub>2</sub> quente/vapor e lama de cal calcinada de partícula fina residual a um secador de pulverização ou secador de descarga.

                    5. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente antes de (a) proporcionar lama de cal úmida suficientemente  
30                   próxima do calcinador de leito fluido e um secador de pulverização ou secador de descarga, tal que o calcinador e secador de descarga ou secador de pulverização operam em fluxo de gás/sólidos em contracorrente/corrente no

qual os gases do calcinador de saída substancialmente secam a lama de cal úmida, e a lama de cal seca resultante é alimentada ao calcinador.

5 6. Método, de acordo com a reivindicação 4, compreendendo adicionalmente resfriamento rápido da mistura de CO<sub>2</sub> quente e vapor e lama de cal calcinada de partícula fina residual com produto de calcina arrefecido a uma temperatura inferior em um segundo separador de ciclone antes do direcionamento da mistura de CO<sub>2</sub> e vapor e lama de cal calcinada de partícula fina residual a um secador de descarga.

10 7. Método, de acordo com a reivindicação 5, compreendendo adicionalmente separar CO<sub>2</sub> nos gases do calcinador de saída a partir do vapor por condensação do vapor pelo contato com água em uma torre de arrefecimento.

15 8. Método, de acordo com a reivindicação 7, no qual água de processo quente criada por condensação de vapor é retornada para a operação de fabricação.

9. Método, de acordo com a reivindicação 1, no qual o calcinador de fluido é um calcinador de leito fluidizado de borbulhamento no qual o leito fluidizado compreende partículas médias reaquecidas que retornam do combustor.

20 10. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente proporcionar um meio de composição para referido meio de movimento para referido combustor de leito fluido de circulação.

25 11. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente proporcionar calcário sorvente ao referido combustor de leito fluido de circulação, para neutralizar SO<sub>2</sub> derivado de combustível.

12. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente proporcionar um combustível fóssil selecionado a partir de um grupo consistindo em carvão, coque de petróleo, carvão de despejo e pneu em tiras ao referido combustor.

30 13. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente gerar vapor por troca de calor com produtos de combustão quentes.

14. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente preaquecer ar presente no combustor e vapor de fluidização do calcinador por troca de calor com produtos de combustão quentes.

5 15. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente recuperar calor a partir da calcina.

16. Método, de acordo com a reivindicação 5, compreendendo adicionalmente misturar a alimentação de lama de cal úmida com pelo menos um selecionado a partir do grupo consistindo em água,  $H_2O_2$ ,  $O_2$ ,  $Na_2CO_2$  e  $Na_2SO_4$ .

10 17. Método, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente injetar a lama de cal seca ao calcinador de leito fluido em uma base do leito de meio fluidizado no calcinador de leito fluido.

15 18. Sistema para calcinação de lama de cal de carbonato de cálcio e conversão de referida lama de cal de carbonato de cálcio em dióxido de carbono e lama requeimada, compreendendo um calcinador de leito fluido de borbulhamento, um combustor de leito fluido de circulação, um aparelho ou sistema adaptado para ligar termicamente o calcinador de leito fluido de borbulhamento e o combustor de leito fluido de circulação, e um secador selecionado a partir do grupo consistindo em um secador de pulverização e  
20 um secador de descarga.

19. Sistema, de acordo com a reivindicação 18, no qual o secador é um secador de pulverização.

20. Sistema, de acordo com a reivindicação 18, no qual o secador é um secador de descarga.

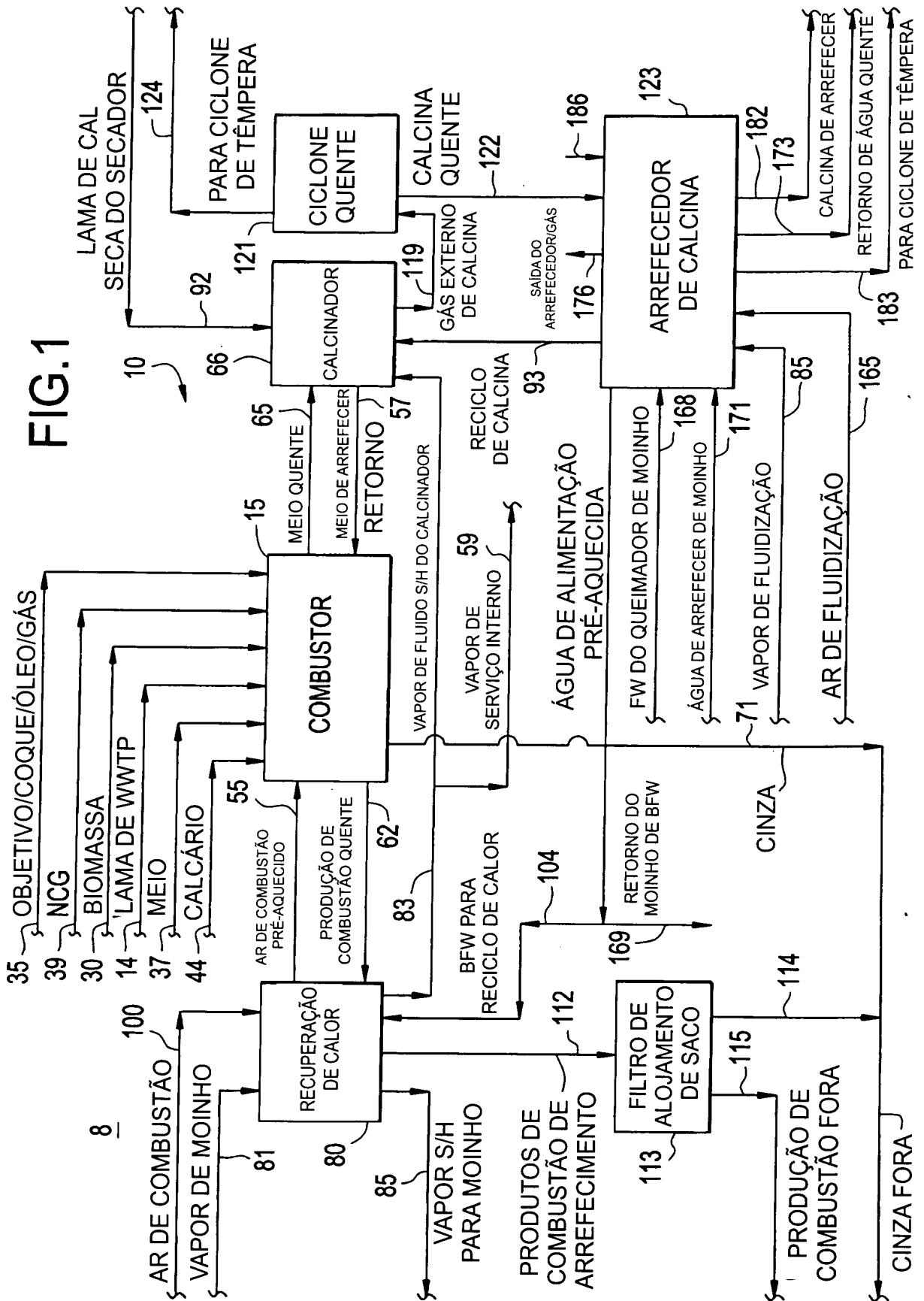


FIG. 2

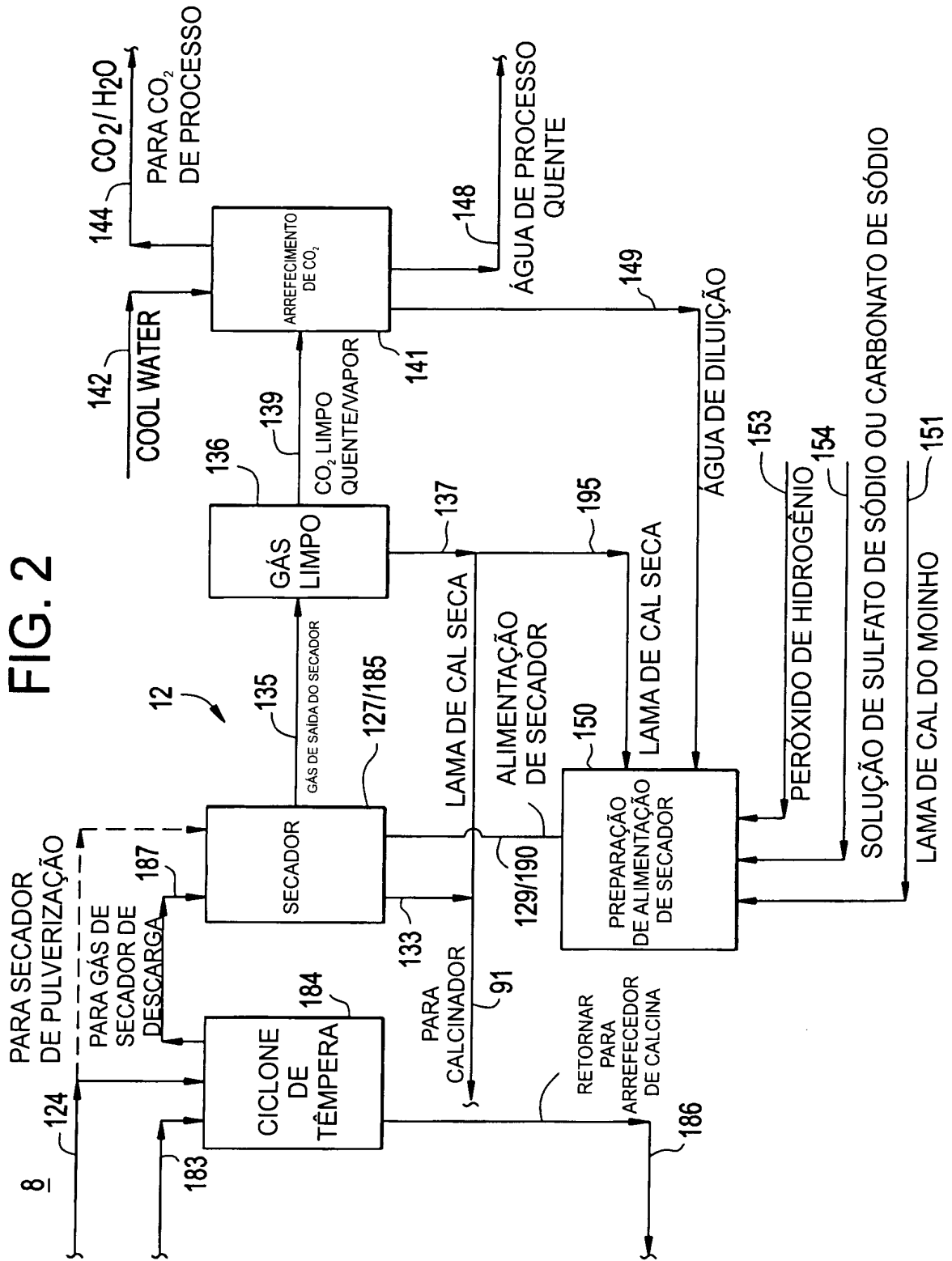
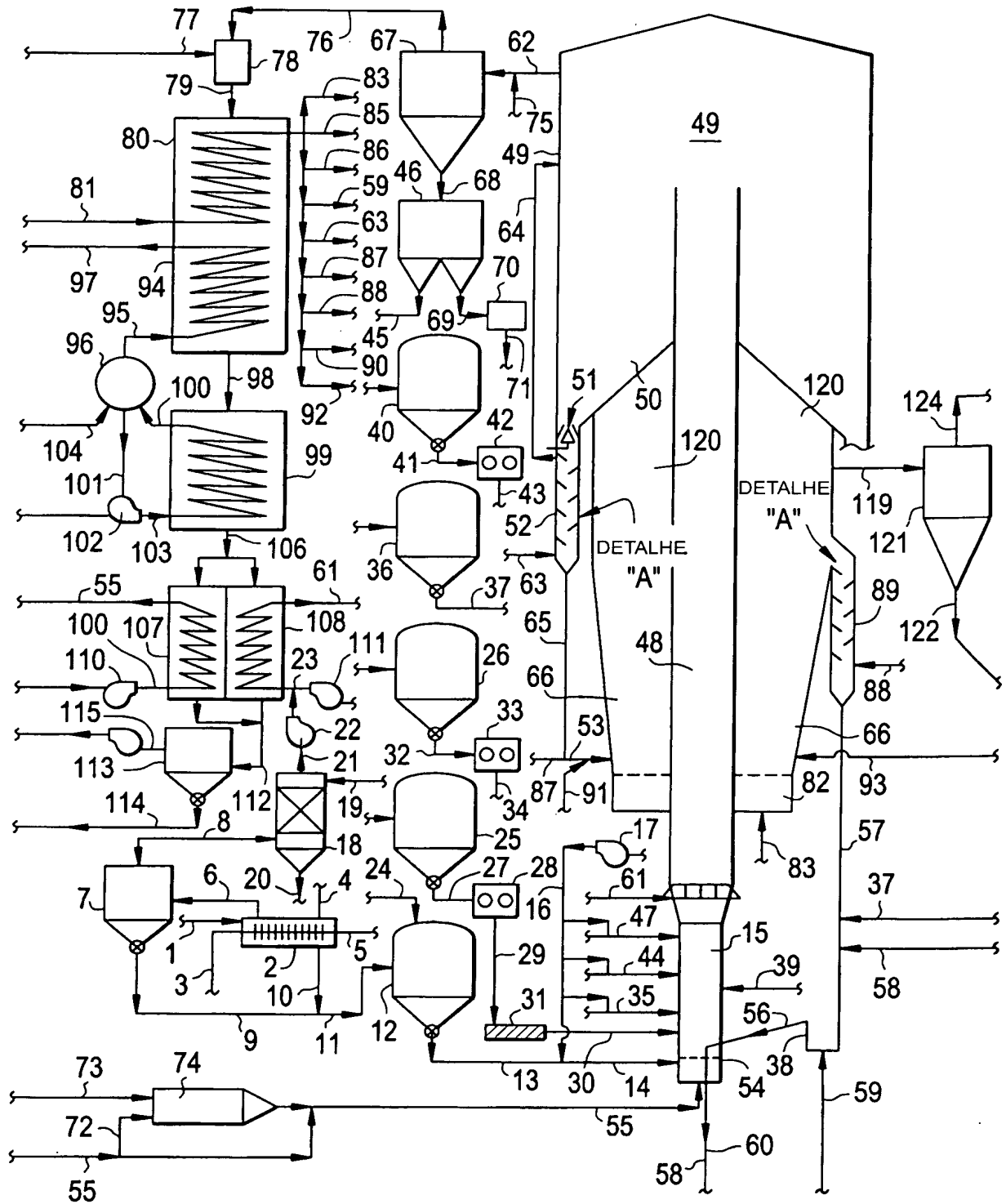


FIG. 3



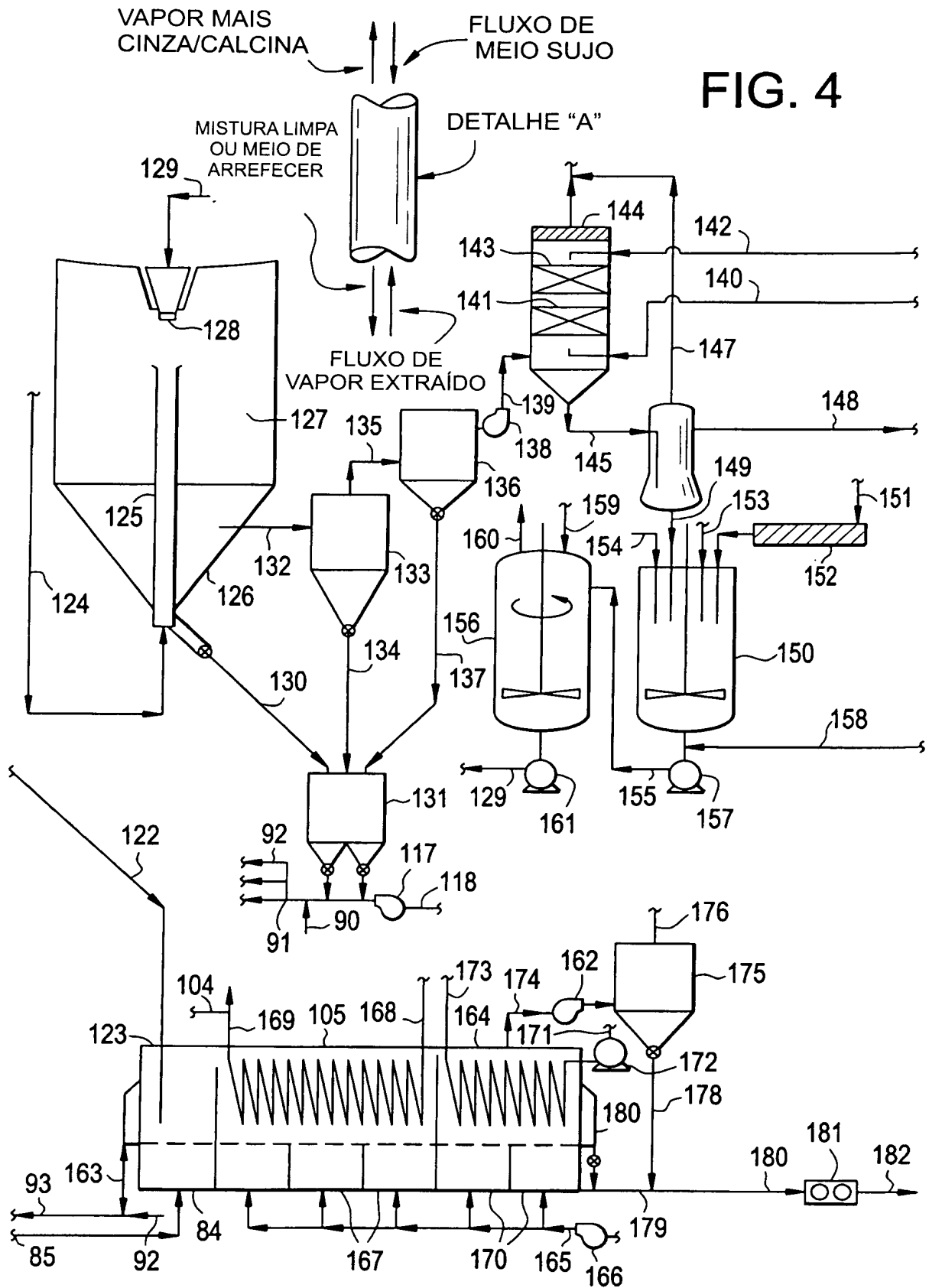
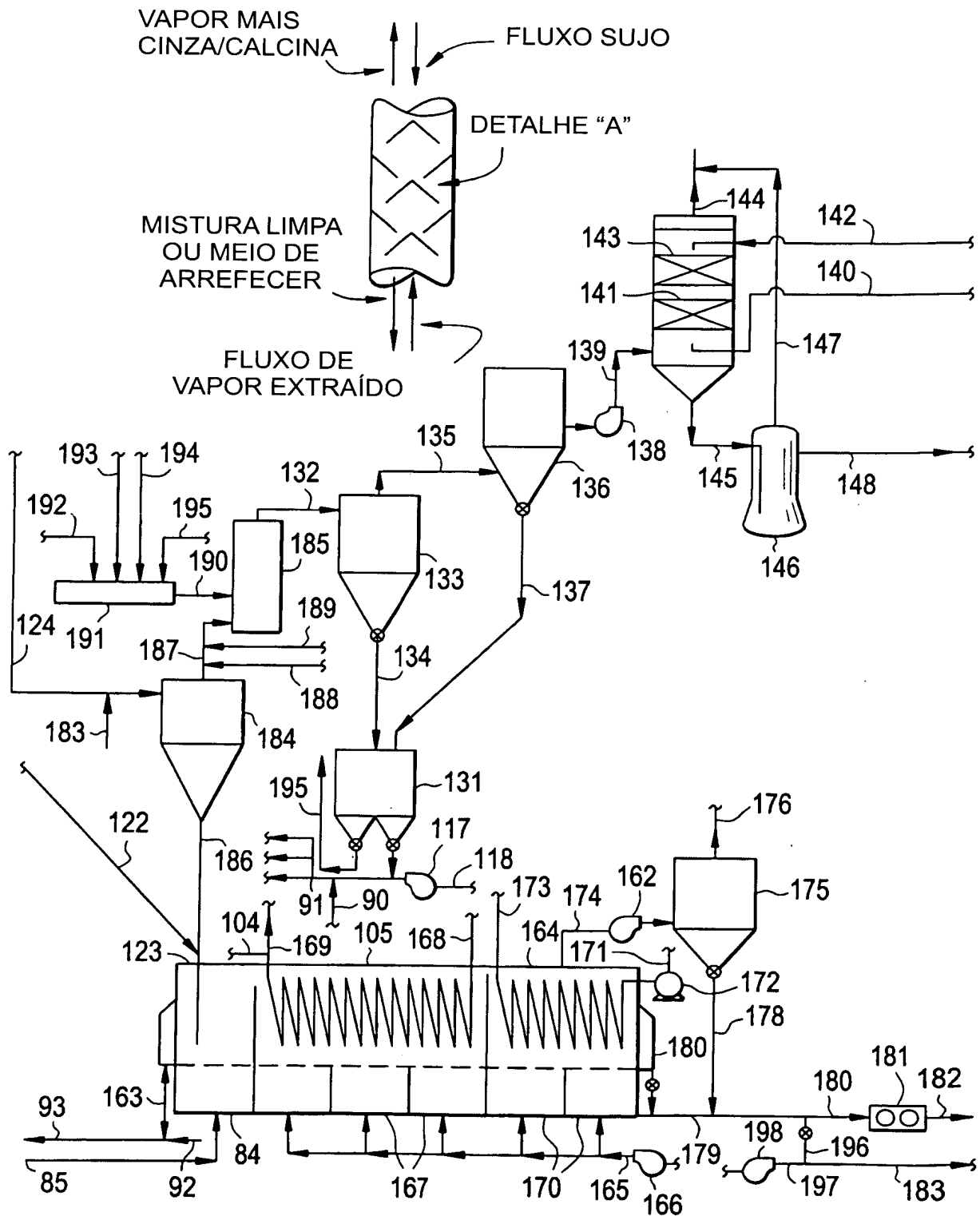


FIG. 5



## RESUMO

Patente de Invenção: "PROCESSO E SISTEMA PARA PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE QUALIDADE COMERCIAL DE LAMA DE CAL DE SÓLIDOS ALTOS".

5                   A invenção caracteriza métodos e sistemas para produção de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) de qualidade comercial de 90% a +99% de pureza usando-se lama de cal de carbonato de cálcio úmida produzida em uma operação de fabricação, por exemplo, lama de cal de moinho de polpa Kraft (a.k.a, "lama de cal") como um estoque de alimentação para um processo de  
10                   calcinação de lama de cal de estágio múltiplo. Este processo pode ser provido de combustível com instalação de tratamento de água de despejo (WWTP), biomassa de lama, ligninas precipitadas, carvão, ou outros combustíveis sólidos de baixo custo. Produto de cal "macio-queimado" de alta reatividade ("calcina") requerido no circuito de recuperação química de moinho é também produzido, e vapor e água de alimentação do queimador aquecida é gerada e exportada para o sistema de distribuição e geração de vapor do moinho, bem como água de processo quente para uso no alojamento de queimador de moinho e operação de fabricação. O sistema para calcinação de lama de cal de carbonato de cálcio produzida de uma operação de fabricação de re-causticação e convertendo-a em cal requeimada e  
20                    $\text{CO}_2$ , compreende um calcinador e um combustor ligados por um sistema de transferência de calor de meio de movimento (MMHT) ou aparelho. O sistema ou aparelho de MMHT liga termicamente estágios de combustão de leito fluido separados (exotérmico) e calcinação (endotérmico) com um meio particulado sólido. O sistema compreende adicionalmente um secador de descarga ou secador de pulverização que utilizam calor exaurido a partir do estágio de calcinação.  
25