



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

(21) **PI 0903398-0 A2**



(22) Data de Depósito: 11/09/2009
(43) Data da Publicação: 13/03/2012
(RPI 2149)

(51) *Int.Cl.:*
C01B 17/765
C01B 17/69
C01B 17/80

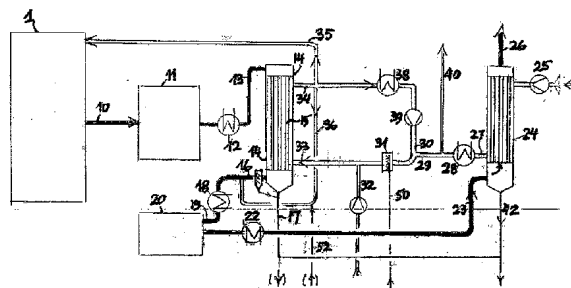
(54) **Título:** PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO E/OU ÓLEUM

(30) **Prioridade Unionista:** 12/09/2008 DK PA 2008 01281

(73) **Titular(es):** Haldor Topsoe A/S

(72) **Inventor(es):** Peter Schoubye

(57) **Resumo:** PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO E/OU ÓLEUM. Processo para a produção de ácido sulfúrico concentrado e óleo a partir de gases de alimentação com até 70% $\text{SO}_2 + \text{SO}_3$ (SO_x) e um teor de H_2O correspondendo a relações molares de $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ de até 1,6, particularmente na faixa de 0,5 a 1,6 a montante de um condensador intermediário de ácido sulfúrico compreendendo um circuito de reciclagem de ar com adição de água. O processo da invenção minimiza o consumo de energia da planta de ácido sulfúrico por redução do consumo de água de resfriamento e obtenção de recuperação possível máxima do calor liberado no processo para a produção de vapor em alta pressão para a produção de energia. Até 99,95% do SO_x no gás de alimentação podem ser recuperados, como tipicamente 98,5 - 99,5% em peso de ácido sulfúrico concentrado e/ou óleo com até 25% em peso de SO_3 .



"PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO E/OU ÓLEUM"

A presente invenção refere-se à produção de ácido sulfúrico concentrado e óleo a partir de gases de alimentação com até 70% $\text{SO}_2 + \text{SO}_3$ (SO_x) e um teor de H_2O correspondendo a relações molares de $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ de até 1,6, particularmente na faixa de 0,5 a 1,6 a montante de um condensador intermediário de ácido sulfúrico. Os gases de alimentação são produzidos por combustão de enxofre e compostos de enxofre e gases de alimentação de depuração a úmido de gases SO_2 se originando da ustulação de sulfetos de metal ou de regeneração térmica de ácido sulfúrico e sulfatos gastos, assim como de gás de alimentação produzido a partir da combustão de gases de chaminé ricos em H_2S , como os gases de chaminé com 90% em volume de H_2S . Até 99,95% do SO_x no gás de alimentação podem ser recuperados, como tipicamente 98,5 - 99,5% em peso de ácido sulfúrico concentrado e/ou óleo com até 25% em peso de SO_3 . Além disso, o processo da invenção refere-se à minimização do consumo de energia da planta de ácido sulfúrico, minimizando o consumo de água de resfriamento e obtendo uma recuperação possível máxima do calor liberado no processo para a produção de vapor em pressão elevada visando produção de energia. É uma outra preocupação do processo da invenção evitar corrosão por ácido sulfúrico quente em qualquer concentração, por, inter alia, uso de tubos de vidro resfriados a ar nos estágios de condensação de ácido sulfúrico intermediário e final do processo.

Conhece-se, há muitos anos, a produção de ácido sulfúrico concentrado a partir de gases de forte teor de SO_2 contendo até 50% em volume de SO_2 , com conversões de SO_2 de até 99,9% ou mais por conversão catalítica de SO_2 em duas etapas com absorção intermediária de SO_3 ou condensação de H_2SO_4 , tanto em etapas intermediárias como de absorção final ou condensação. Em princípio, SO_3 na fase de gás é transferido para a

fase líquida por absorção do SO_3 na fase líquida, enquanto o vapor de H_2SO_4 é transferido para a fase líquida por condensação em que o gás é resfriado a abaixo de seu ponto de orvalho de H_2SO_4 ou por contato direto com o ácido circulante, usado como líquido refrigerante, ou condensadores de película
5 caindo em que o gás é resfriado abaixo de seu ponto de orvalho e o ácido é condensado sobre superfícies de tubos de vidro resfriados a ar. Em processos conhecidos, exceto o descrito na patente US 7 361 326 do Requerente, ambas as etapas de absorção ou de condensação ocorrem em torres recheadas ou outros tipos de depuradores resfriados por ácido sulfúrico circulante sendo
10 resfriado por água de resfriamento em resfriadores de ácido. A quantidade grande de calor liberada nas torres de absorção ou condensação é geralmente perdida para a água de resfriamento.

Algumas patentes, como US 5 130 112, descrevem como utilizar algum ou todo o calor do resfriamento do ácido circulante para a produção de
15 vapor de pressão baixa ou aquecimento de água mas tais trocadores térmicos devem ser feitos de ligas altamente resistentes a ácido que são caras e somente resistentes à corrosão quando operadas abaixo de 220-240°C e com concentrações de ácido acima de 98,5-99% em peso H_2SO_4 .

Patente alemã DE 19522927 B4 descreve um processo em que
20 um gás com uma relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ de 0,9-1,1 é resfriado em um condensador intermediário acima seu ponto de orvalho de H_2SO_4 a uma temperatura abaixo de 160°C em um trocador térmico em que o gás e o condensado são resfriados por fluxo descendente através dos feixes dos tubos da caldeira transportando a água de alimentação da caldeira e/ou água em
25 ebulição passando para cima nos feixes de tubos em contra-corrente ao gás e condensado. A aplicabilidade deste sistema é fortemente limitada pela disponibilidade de ligas suficientemente resistentes a ácido para os tubos da caldeira.

A patente US 7 361 326 do Requerente descreve um processo de condensação dupla para a produção de ácido sulfúrico concentrado a partir dos gases de alimentação com até 30% SO_2 e uma relação $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_2$ acima de cerca de 1. Na primeira etapa do processo, a maior parte do SO_2 é convertida em SO_3 onde, depois, o gás é passado para um condensador intermediário, em que vapor de SO_3 e H_2SO_4 é condensado como ácido sulfúrico concentrado, ou em uma torre recheada, resfriada por ácido circulante ou em tubos de vidro resfriados a ar, verticais, com ou fluxo ascendente ou fluxo descendente do gás nos tubos. O último é mencionado como uma opção para evitar inundação em velocidades elevadas do gás mas afirma-se que ocasiona a desvantagem de que produz ácido sulfúrico em baixa concentração (70-85% em peso), assim requerendo um estágio de concentração subsequente, como uma torre recheada para alcançar a concentração de ácido sulfúrico desejada de 98% em peso ou acima. O gás de saída do condensador intermediário passa através de uma segunda etapa de conversão de SO_2 e, subsequentemente, a um estágio de condensação úmido final sob a adição de partículas. Esta patente não refere-se à utilização de calor liberado no condensador intermediário que, em todos os exemplos da patente, é transferido para o ácido sulfúrico circulante e perdido para a água de resfriamento.

Assim, é um objeto da presente invenção superar as desvantagens dos processos da técnica anterior, particularmente de modo a prover um processo de condensação duplo aperfeiçoado para a produção de ácido sulfúrico altamente concentrado com até 99,95% de conversão de SO_2 e com melhorada utilização do calor liberado no condensador intermediário, mais particularmente com recuperação de até 96% de todo o calor liberado no processo para a produção de vapor em pressão elevada super aquecido para a produção de energia com risco mínimo de corrosão dos trocadores térmicos e dos condensadores de ácido sulfúrico.

Estes e outros objetos são resolvidos pela invenção.

Assim, os Requerentes realizaram um processo para a produção de ácido sulfúrico e/ou óleo, compreendendo as etapas de

(a) produzir um gás de alimentação contendo 5-50%, em mols, de SO_2 e uma concentração molar de H_2O sendo 50-150% da concentração molar de SO_2 ;

(b) passar o gás de alimentação através de uma primeira etapa de conversão de SO_2 , em que SO_2 é oxidado em SO_3 , em um ou mais leitos de catalisador;

(c) resfriar o gás contendo SO_3 da referida primeira etapa de conversão de SO_2 a uma temperatura de 0-100 °C acima do ponto de orvalho de ácido sulfúrico do gás;

(d) passar o gás para um estágio de condensação de ácido sulfúrico intermediário em que o gás contendo SO_3 é resfriado e ácido sulfúrico é condensado em tubos resfriados a ar em que o gás SO_3 flui descendentemente enquanto o ar de resfriamento flui em contra-corrente ascendentemente no condensador intermediário e em que referido ar é fornecido a partir do circuito de reciclagem de ar adaptado para referido condensador intermediário, e retirar do fundo do condensador intermediário uma corrente de ácido sulfúrico condensado ou óleo, e uma corrente de gás contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 ,

(e) fornecer água e oxigênio para a corrente de gás a partir do condensador intermediário contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 por adição, a esta corrente de gás, de ar retirado do referido circuito de reciclagem de ar, em que o circuito de reciclagem de ar compreende:

(e1) resfriar o ar,

(e2) adicionar água ao ar por evaporação de água em um

umidificador,

(e3) fornecer ar ao circuito de reciclagem de ar;

(e4) aquecer o ar da etapa (e2) e (e3) por passagem do ar através do condensador intermediário,

5 (e5) retirar uma porção de ar que foi aquecido de acordo com a etapa (e4) e adicionar este ar à referida corrente de gás a partir do condensador intermediário contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 ;

(f) reaquecer a corrente de gás resultante da etapa (e) e passar
10 este gás a uma segunda etapa de conversão de SO_2 em que o SO_2 restante é oxidado em SO_3 em um ou mais leitos de catalisador, resfriar o gás a uma temperatura de $0-100^\circ\text{C}$ acima de seu ponto de orvalho de H_2SO_4 e subsequentemente passar o gás a um estágio de condensação final em que o ácido sulfúrico restante é condensado por resfriamento do referido gás em um
15 condensador final contendo tubos de vidro resfriados a ar verticais em que o gás flui ascendentemente enquanto o ar flui em contra-corrente descendentemente, e retirar do referido condensador final uma corrente de ácido sulfúrico;

(g) prover no gás, antes ou após seu resfriamento a uma
20 temperatura de $0-100^\circ\text{C}$ acima de seu ponto de orvalho de H_2SO_4 , de acordo com a etapa (f), um teor de 10^{10} a 10^{13} partículas sólidas por Nm^3 por % em volume de SO_3 , calculado sob a suposição de que SO_3 não é hidratado em H_2SO_4 .

Em uma forma de realização preferida da invenção, no estágio de
25 condensação intermediária da etapa (d), o gás contendo SO_3 é resfriado por: i) passagem do gás através dos tubos de vidro resfriados a ar verticais, em que o gás SO_3 flui dentro dos tubos, enquanto o ar de resfriamento flui em contra-corrente ascendentemente sobre o lado do envoltório do condensador

intermediário, ou ii) passar o gás sobre o exterior dos tubos de vidro horizontais em fluxo cruzado em contra-corrente com ar passando dentro dos referidos tubos.

Preferivelmente, os tubos de vidro resfriados a ar verticais podem ser equipados com espirais de vidro internas a fim de aumentar o coeficiente de transferência de calor e melhorar a precipitação de condensado sobre a parede do tubo.

Na etapa (e4) do circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário, o ar é preferivelmente aquecido a uma temperatura 0-15°C abaixo do ponto de orvalho de H_2SO_4 do gás SO_3 de entrada, quando a temperatura da referida corrente de gás é de aproximadamente 30°C acima do referido ponto de orvalho. Os Requerentes verificaram que o teor da névoa de H_2SO_4 no gás retirado do condensador intermediário irá aumentar por aquecimento do ar a temperaturas acima da referida faixa de 0-15°C, particularmente na faixa de 16-25°C abaixo do ponto de orvalho de H_2SO_4 do gás de entrada.

O circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário pode ainda compreender a retirada do circuito de ar úmido quente usado para a produção ou preparação do gás de alimentação. Isto é particularmente vantajoso para o processo, como ar quente contendo água do circuito de reciclagem de ar é diretamente integrado no processo. Assim, em uma forma de realização da invenção, a produção do gás de alimentação da etapa (a) compreende a retirada, do circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário, de uma corrente de ar quente contendo água e contatar esta corrente com uma corrente contendo enxofre, em que referida corrente contendo enxofre é selecionada dentre uma carga de alimentação contendo enxofre elementar, e um gás de chaminé obtido da depuração de gás contendo SO_2 se originando da ustulação de sulfetos de metal ou da regeneração

térmica de ácido sulfúrico e sulfatos gastos. Assim, a corrente contendo enxofre pode ser uma carga de alimentação contendo enxofre elementar, que é submetida à combustão e em que o ar de combustão consiste de referido ar úmido (ar quente contendo água) a partir do circuito de reciclagem de ar.

5 Alternativamente, o gás contendo enxofre pode ser um gás de chaminé contendo SO_2 da depuração de gases SO_2 gerados durante a ustulação de sulfetos de metal ou da regeneração térmica de ácido sulfúrico e sulfatos gastos; estes gases são normalmente categorizados como gases fortes devido à presença de SO_2 nas concentrações acima de 5% em volume, normalmente 6-
10 30% em volume, ou mesmo até 50% em volume. Consequentemente, ar úmido do circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário serve para ajustar o teor de água do gás de alimentação usado no processo a fim de obter a requerida relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ no gás passado para o condensador intermediário, como será descrito abaixo. O teor de água deste ar úmido
15 retirado do circuito de reciclagem de ar pode estar na faixa de 5 a 25% em volume, dependendo da aplicação; pode ser cerca de 7 a 12% em volume quando produzindo gás de alimentação a partir da combustão de enxofre elementar, ou 21% em volume quando produzindo gás de alimentação a partir do gás SO_2 altamente concentrado da depuração.

20 A corrente contendo enxofre usada na produção do gás de alimentação da etapa (a) pode ser também um gás contendo H_2S , por exemplo um gás com acima de 80% em volume, preferivelmente 90% em volume ou mais H_2S , que é submetido à combustão e em que o ar de combustão compreende ar retirado do estágio de condensação final, isto é, ar que foi
25 tratado através de sua passagem no estágio de condensação final da etapa (f).

O ar adicionado ao circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário sob (e3) pode ainda compreender adicionar ar de resfriamento resfriado retirado do condensador final a montante do umidificador,

preferivelmente quando operando o processo com relações de $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_2$ do gás de alimentação de 0,9-1,2 (figura 2 e 4), e/ou adicionar diretamente ar ambiente no condensador intermediário (figura 3) ou a montante do condensador intermediário (fora do condensador intermediário) para fechar o balanço de ar do processo (figura 1, 2 e 5).

Por adição de ar ao circuito de reciclagem a partir de uma fonte externa, como ar de reposição dentro do circuito, preferivelmente fora do condensador intermediário, é possível fechar o balanço de ar do processo, onde isto se torna necessário, particularmente para as formas de realização específicas do processo, aplicadas para a produção de ácido sulfúrico a partir da combustão de enxofre (figura 2), e do processo aplicado para a combustão de gás H_2S com água em excesso (figura 5), como descrito abaixo. Ar também pode ser adicionado ao circuito de reciclagem de ar a partir do condensador final. Preferivelmente, este ar foi aquecido durante sua passagem através do condensador final e subsequentemente resfriado antes de entrar no referido circuito de reciclagem de ar. Isto é particularmente vantajoso onde o processo é aplicado para a produção de ácido sulfúrico a partir da combustão de enxofre (figura 2), onde todo o ar para o processo é fornecido como ar de resfriamento a partir do condensador final e com ar de reposição a partir de uma fonte externa, como ar ambiente sendo adicionado ao circuito fora do condensador intermediário, e onde o processo é aplicado para o tratamento de gás SO_2 forte a partir da depuração (figura 4), em que todo o ar para o processo é fornecido como ar de resfriamento a partir do condensador final; ar em excesso é opcionalmente ventilado para a atmosfera antes de entrar no circuito de reciclagem de ar. O resfriamento no condensador intermediário também pode ser obtido por substituição completa do suprimento de ar a partir do condensador final com ar de uma fonte externa, como ar ambiente sendo suprido ao circuito de ar por passagem do ar ambiente dentro do

condensador intermediário em vez de adição do ar ambiente para dentro do circuito fora do condensador intermediário (figura 3).

Assim, o circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário (como usado aqui também simplesmente referido como "circuito de ar" ou simplesmente "o circuito") engloba as etapas de:

- resfriar o ar,
- adicionar água ao circuito por evaporação de água em um umidificador,

- prover ar para o circuito, preferivelmente por adição de ar a partir do ar resfriado do condensador final e/ou como ar ambiente adicionado diretamente ao circuito a montante do condensador intermediário (figura 1, 2 e 5) ou dentro (figura 3) do condensador intermediário,

- retirar uma porção de ar que foi aquecido por passagem através do condensador intermediário e adicionar este ar à corrente de gás a partir do condensador intermediário contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 , e

- opcionalmente, retirar do circuito uma corrente de ar quente contendo água e contatar esta corrente com uma corrente contendo enxofre para a produção de gás de alimentação.

O umidificador é um evaporador de água instalado no circuito de ar de resfriamento que torna possível utilizar calor em baixa temperatura ambiente gerado no processo para a produção de vapor, assim aumentando a eficiência térmica do processo.

O teor de H_2O na etapa (a) corresponde a uma relação molar nominal de H_2O para SO_3 (Ψ) na faixa de 0,6 - 1,6, no gás passado para o condensador intermediário, calculado sob a suposição de que nenhum SO_3 é hidratado em H_2SO_4 . A referida relação nominal $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ é igual à relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_2$ do gás de alimentação para a primeira etapa de conversão de

SO₂ dividida com o grau de conversão de SO₂ obtido na primeira etapa de conversão de SO₂.

O ajuste da quantidade de H₂O do gás de alimentação da etapa (a), como descrito acima, é usado para prover uma a relação molar de H₂O/SO₃ correta a montante do condensador intermediário para a produção de ácido sulfúrico concentrado ou óleo a partir deste condensador. Em uma forma de realização, o gás resultante da etapa (c) a montante do condensador intermediário de ácido sulfúrico é fornecido com uma relação molar de H₂O/SO₃ na faixa de 1,0 - 1,15, calculado sob a suposição de que SO₃ não é hidratado em H₂SO₄, isto é, calculado sob a suposição de que todo H₂SO₄ é dissociado em H₂O e SO₃. Esta relação molar permite a condensação de ácido sulfúrico de concentração de 98-100% em peso no condensador intermediário.

Em outra forma de realização, o gás resultante da etapa (c) a montante do condensador intermediário de ácido sulfúrico é provido com uma relação molar H₂O/SO₃ na faixa de 0,5-0,9, mais preferivelmente 0,6-0,8, calculado sob a suposição de que SO₃ não é hidratado em H₂SO₄. Isto permite a condensação de óleo com até cerca de 30% em peso de SO₃ a partir do condensador intermediário.

Em ainda outra forma de realização, o gás resultante da etapa (c) a montante do condensador intermediário de ácido sulfúrico tem uma relação molar H₂O/SO₃ na faixa de 1,15-1,50 do gás entrando no condensador intermediário calculado sob a suposição de que SO₃ não é hidratado em H₂SO₄ e sem adição de H₂O adicional ao gás na preparação do gás de alimentação. Isto corresponde mais especificamente à forma de realização do processo onde a corrente contendo enxofre usada na produção do gás de alimentação da etapa (a) é um gás contendo H₂S que é submetido à combustão e em que o ar de combustão consiste de ar quente do estágio de condensação final.

Preferivelmente, a chapa do tubo superior do condensador intermediário é operada em temperaturas acima do ponto de orvalho de ácido sulfúrico (ponto de orvalho de ácido) do gás de entrada, de modo que pelo menos 20°C, preferivelmente pelo menos 30°C, e assim em condições secas.

5 Isto evita a corrosão do condensador por ácido sulfúrico quente em qualquer concentração e reduz os gastos de modo significativo, porque a chapa do tubo pode ser feita de aço carbono e outros materiais de baixo custo.

A adição de partículas ao gás é preferivelmente conduzida de acordo com as patentes US 5.198.206, US 6.090.364 ou US 7.361.326 dos
10 Requerentes.

Na etapa do estágio de condensação final (f), o gás é preferivelmente resfriado nos tubos de vidro por ar ambiente fluindo em fluxo cruzado descendentemente sobre o lado do envoltório do condensador e o gás fluindo dentro dos tubos de vidro. Um gás limpo é retirado do topo do
15 condensador e ácido sulfúrico condensado do fundo do condensador como, por exemplo, descrito na patente US 5.198.206 dos Requerentes.

Após resfriar o ar do condensador final em um resfriador de ar, o ar é adicionado ao circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário somente com gases de alimentação com $\Psi = 0,9-1,15$, como com os gases de
20 alimentação preparados para a produção de ácido sulfúrico altamente concentrado a partir da combustão de enxofre, como visto na figura 2, ou de gases SO_2 altamente concentrados, como visto na figura 4. Quando se deseja a produção de óleo, tipicamente com $\Psi = 0,6-0,7$, somente ar ambiente é adicionado ao circuito de recirculação de ar, enquanto todo o ar do resfriador
25 de ar do condensador final é ventilado. A fim de aumentar a eficiência de resfriamento do referido ar ambiente, referido ar ambiente é alimentado separadamente no condensador intermediário em uma zona de resfriamento de ar separado abaixo da entrada do ar do circuito de reciclagem e adicionado

ao último dentro do condensador intermediário, como mostrado na figura 3.

A fim de produzir óleo com mais do que 20% de SO_3 no condensador intermediário, o gás e condensado devem ser resfriados a temperaturas menores do que normalmente possível com ar ambiente, a fim de obter uma absorção suficiente do SO_3 no ácido. Consequentemente, em uma outra forma de realização da invenção, a corrente de gás e ácido sulfúrico condensado deixando a extremidade de fundo dos tubos de vidro resfriados a ar do condensador intermediário é ainda resfriada por passagem da corrente de gás e condensado através de um feixe de tubos colocado a jusante dos tubos de vidro e resfriado preferivelmente por água de resfriamento. O feixe de tubos é preferivelmente disposto dentro do condensador intermediário imediatamente abaixo dos tubos de vidro. À medida que mais SO_3 é absorvido no líquido (condensado de ácido), é possível produzir óleo com concentrações crescentes de até 30% em peso.

Em ainda outra forma de realização, o gás de alimentação da etapa (b), antes de passar através da primeira etapa de conversão de SO_2 , contém 8-20% em volume SO_2 , que é 92-98% convertido em SO_3 sobre 2-4 leitos de catalisador, enquanto o SO_2 restante é cerca de 90-99% ou mais convertido em SO_3 sobre um leito de catalisador na segunda etapa de conversão.

A invenção é agora ilustrada em maiores detalhes com referência às figuras anexas.

A figura 1 mostra uma forma de realização geral do processo da invenção.

A figura 2 mostra uma forma de realização particular do processo da figura 1, para a produção de ácido sulfúrico a partir da combustão de enxofre.

A figura 3 mostra uma forma de realização particular do processo

da figura 1 para a produção de ácido sulfúrico e óleo a partir da combustão de enxofre, mas em que nenhum ar quente do condensador final é adicionado ao circuito de recirculação de ar do condensador intermediário.

5 A figura 4 mostra uma forma de realização particular do processo da figura 1 para a produção de ácido sulfúrico a partir de um gás de chaminé contendo SO_2 proveniente da depuração de gás.

A figura 5 mostra outra forma de realização da invenção para a produção de ácido sulfúrico a partir da combustão de gás H_2S contendo água em excesso.

10 A figura 6 é um esquema de uma forma de realização particular do condensador intermediário com ar fluindo dentro dos tubos e gás contendo SO_3 fora dos tubos em um fluxo descendente.

As etapas principais de uma forma de realização geral da invenção são vistas na figura 1. O processo compreende as etapas de passar o gás de alimentação para o processo em linha 10 para uma primeira etapa de conversão catalítica 11, em que tipicamente 92-98% do SO_2 são convertidos em SO_3 de acordo com a reação $\text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 = \text{SO}_3$ sobre tipicamente três leitos catalíticos com inter-resfriamento. O gás de alimentação pode se originar da combustão de enxofre ou componentes de enxofre, como visto nas

15 Figuras 2, 3 e 5, ou da depuração a úmido de gases residuais com elevada concentração de SO_2 , como mostrado na figura 4.

Um processo, como mostrado na figura 1, é usado para a produção de ácido sulfúrico concentrado, opcionalmente combinado com produção de óleo, a partir de gases de alimentação com 6-40% em volume de SO_x normalmente preparado por combustão de enxofre e/ou componentes

25 de enxofre ou a partir da carga de alimentação de gás SO_2 forte, a partir da ustulação de minerais ou regeneração de ácido de refugo após a depuração a úmido do gás SO_2 forte. H_2O compreendido no ar quente retirado em linha 35

do circuito de reciclagem de ar de resfriamento do condensador intermediário 14 é adicionado à seção 1 de produção de gás de alimentação a fim de ajustar a relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_x$ na entrada do condensador intermediário a 1,0-1,15 ou 1,0-1,2 para a produção de ácido sulfúrico concentrado ou a 0,5-0,90 para a condensação de óleo 17 no condensador intermediário 14. O gás de alimentação é passado para uma primeira etapa de oxidação de SO_2 no reator catalítico 11, em que 92-98% do SO_2 no gás de alimentação são convertidos em SO_3 sobre, tipicamente, três leitos catalíticos com inter-resfriamento. O gás agora contendo SO_2 e SO_3 (SO_x) é resfriado no trocador térmico 12 para um gás 13 com temperatura cerca de 30°C acima de seu ponto de orvalho de H_2SO_4 ou tipicamente $300\text{-}330^\circ\text{C}$ a montante do condensador intermediário 14 em que o gás é ainda resfriado a $100\text{-}180^\circ\text{C}$, e o H_2SO_4 é condensado por fluxo descendente do gás nos tubos de vidro resfriados a ar. Quando produzindo óleo com, por exemplo, 25% em peso de SO_3 , o gás é ainda resfriado a cerca de 40°C , preferivelmente em um resfriador de gás colocado abaixo dos tubos de vidro a fim de aumentar a absorção de SO_3 no H_2SO_4 condensado. O gás de saída do condensador na linha 16 é, então, aquecido no trocador térmico 18 e ar adicional e H_2O em excesso do circuito de reciclagem de ar é adicionado via a linha 36 para o gás de saída do condensador a montante de uma segunda etapa de conversão de SO_2 20, onde SO_3 é formado de acordo com $\text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 = \text{SO}_3$, seguido por resfriamento do gás no resfriador do gás 22 e condensação do SO_3 e H_2SO_4 restantes da linha 23, em um condensador de ácido sulfúrico final 24, em que o gás flui ascendentemente nos tubos de vidro resfriados a ar, o que resulta em uma corrente de gás limpo 26 e corrente de ácido sulfúrico 42. O ar usado para o resfriamento do absorvedor intermediário 14 é reciclado via o soprador de reciclo 39 no circuito de reciclagem de ar compreendendo a retirada, do circuito, na linha 35, de ar quente usado para a preparação do gás de

alimentação, retirada na linha 36 de ar adicionado à corrente de gás da segunda etapa de conversão de SO_2 , resfriamento de ar por passagem através do resfriador de ar 38, adição na linha 29 de ar do condensador final 24, adição de água 50 via umidificador 31 (por exemplo, evaporador), em que a
5 água usada para o processo e para aumentar a eficiência de troca térmica no lado do ar é evaporada e, finalmente, adição de ar como ar de reposição 32 ao circuito de reciclagem de ar fechando o resto do ar do processo. O ar usado para o resfriamento do condensador final 24 é passado primeiro através da torre 25 a jusante do condensador final e deixa na linha 27, onde é
10 subsequentemente resfriado no trocador térmico 28. O ar em excesso é retirado na linha 40. Vapor 52 pode ser adicionado à linha 36.

Até 99,9% do SO_x no gás de alimentação são normalmente recuperados como ácido sulfúrico concentrado ou óleo, com uma eficiência de energia muito elevada e até 96% de todo o calor do processo são
15 recuperados como vapor superaquecido em alta pressão para a geração de energia.

Ar úmido, quente, retirado na linha 35 do circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário 14 é usado na produção 1 do gás de alimentação da linha 10, a fim de prover a quantidade de oxigênio necessária
20 para obter a desejada conversão de SO_2 na primeira etapa 11 de oxidação/ conversão de SO_2 e para fornecer a quantidade de água necessária para obter a relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ desejada (Ψ) do gás 13 entrando no condensador intermediário 14, onde as concentrações de H_2O e SO_3 são as concentrações nominais calculadas sob a suposição de que H_2SO_4 no gás é completamente
25 dissociado em H_2O e SO_3 .

Como descrito acima, os termos da relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ e Ψ são idênticos e servem para definir a relação molar desejada de H_2O a SO_3 do gás 13 entrando no condensador intermediário 14. Por exemplo, no processo

da figura 2, e dados correspondentes na Tabela 1, a relação H_2O/SO_2 do gás 10 entrando no reator 11 de SO_2 é $11,8/11,276 = 1,0465$, enquanto a relação H_2O/SO_3 nominal do gás entrando no condensador intermediário 14 é $\Psi = 1,0465/0,965 = 1,0866$ como 96,5% de conversão de SO_2 são alcançados na primeira etapa 11 de oxidação de SO_2 .

O gás contendo SO_3 é resfriado no trocador térmico 12 a montante do condensador intermediário 14 a uma temperatura com frequência $30^\circ C$ acima do ponto de orvalho de H_2SO_4 (T_d) do gás que está geralmente na faixa de $270 - 290^\circ C$. A temperatura do gás 13 após o trocador térmico 12 é $310^\circ C$. Como descrito acima, isto permite que a chapa do tubo superior seja mantida seca e, assim, ela pode ser feita de aço carbono e outros materiais de baixo custo.

No condensador 14 de ácido sulfúrico intermediário, o gás é resfriado e ácido sulfúrico condensado nos tubos de vidro resfriados a ar verticais, em que o gás SO_3 flui descendente dentro dos tubos, enquanto o ar de resfriamento, introduzido na linha 33, flui em um fluxo cruzado em contra-corrente ascendente no lado do envoltório do condensador. Na linha 16, uma corrente de gás, contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 , é retirada enquanto que, na linha 17a, ácido condensado é retirado do fundo do condensador.

Voltando brevemente à figura 6, esta figura é um esquema de uma forma de realização particular do condensador intermediário 14, com o ar fluindo dentro dos tubos e gás contendo SO_3 fora dos tubos em fluxo descendente. O gás 13, da primeira etapa de conversão de SO_2 , entra no topo do condensador e deixa como gás de saída 16 no fundo sob a produção de ácido sulfúrico condensado 17. O ar de resfriamento 33 do circuito de reciclagem de ar entra no fundo, é aquecido por passagem dentro dos tubos de vidro 14a e deixa no topo como corrente de ar 34.

A concentração do ácido retirado do condensador intermediário depende dos seguintes três parâmetros:

- a relação H_2O/SO_3 nominal Ψ do gás de entrada para o condensador intermediário, como definida acima,

5 - a temperatura na linha 16 à qual o gás mais condensado é resfriado no condensador intermediário, e

- a pressão parcial nominal de SO_3 do referido gás de entrada, calculado sob a suposição de que todo o H_2SO_4 é dissociado em H_2O+SO_3 . A

10 correlação com SO_3 nominal a 12% no gás a uma pressão absoluta de 1,1 atm na Tabela 1, cobre a faixa de condições de operação e concentrações do ácido sulfúrico condensado e óleo relevantes para o uso prático do processo. Em $\Psi = 1,06$, a concentração do condensado é constante na concentração azeotrópica de 99,09% H_2SO_4 , independentemente da temperatura. A $\Psi > 1,06$, a concentração do ácido diminui com crescente Ψ e temperatura

15 decrecente, enquanto a $\Psi < 1,06$, a concentração do ar diminui com crescente temperatura. A $\Psi = 1,5$, ácido sulfúrico concentrado a 94% é condensado a uma temperatura de saída do condensador de 180 °C. O processo não tem, em princípio, um limite superior com relação a Ψ , mas um limite superior prático de Ψ é provavelmente cerca de 1,6, correspondendo a concentração de 93-

20 93,5% do ácido sulfúrico condensado.

Normalmente, 0,5-1% do ácido condensado ou óleo irá condensar como aerossol (gotículas submicrônicas) passando para a segunda etapa de conversão de SO_2 do processo. Os Requerentes verificaram que a formação deste aerossol aumenta fortemente quando a diferença entre o ponto

25 de orvalho de H_2SO_4 e a temperatura do ar de resfriamento é aumentada além de 20-30°C na parte superior do condensador intermediário.

Na produção de óleo, nota-se, na Tabela 1, que o gás deve ser resfriado em temperaturas bem menores do que com a produção de ácido

sulfúrico a fim de obter absorção suficiente de SO_3 no ácido sulfúrico. Assim, na produção de óleum com 25% SO_3 , o gás e condensado devem ser resfriados a 40°C . Isto é obtido com maior vantagem com visto na figura 3, por resfriamento final do gás e o ácido condensado em um trocador térmico resfriado com água colocado no espaço abaixo da folha de tubo inferior dos tubos de vidro resfriados a ar. O resfriamento é ainda facilitado por substituição completa do suprimento de ar a partir do condensador final com ar ambiente sendo fornecido ao circuito de ar por passagem do ar ambiente dentro do condensador intermediário, como visto na figura 3.

A quantidade de água adicionada ao circuito de reciclagem de ar no umidificador 31 é ajustada de modo que (1) o teor de H_2O no ar retirado do circuito de reciclagem de ar para preparação do gás de alimentação dá o valor desejado de Ψ do gás sendo passado para o condensador intermediário, e (2) a quantidade de água necessária para obter um mínimo de 1,6% H_2O no gás retirado do condensador final é fornecida com o ar do circuito sendo fornecido para o gás retirado do condensador intermediário e passado para a segunda etapa de conversão de SO_2 do processo. Em particular, a quantidade de água adicionada à corrente de gás retirada do condensador intermediário, de acordo com a etapa (e), corresponde a um gás limpo retirado do condensador final contendo 2-2,5% em volume H_2O .

Dois benefícios importantes são obtidos por evaporação de água no circuito de reciclagem de ar do processo da invenção:

Primeiro, o calor de evaporação da água é fornecido a partir do resfriamento do ar de entrada para o condensador intermediário a tipicamente cerca de 70°C , assim diminuindo a carga e permitindo uma maior temperatura de saída do ar dos resfriadores de ar, o que é usado para o pré-aquecimento da água de alimentação da caldeira, e, assim, são gargalos em utilização máxima do calor do processo no ciclo vapor de produção de energia. Segundo, um teor

elevado de H_2O no ar diminui o peso específico e aumenta a capacidade térmica e condutividade do ar, assim aumentando o coeficiente de transferência térmica e diminuindo a queda de pressão no lado ar dos tubos de vidro do condensador.

5 Adição de H_2O na produção do gás de alimentação não é desejável geralmente quando o gás de alimentação se origina de combustão de compostos de hidrogênio adicionais contendo gás H_2S , o que dá valores Ψ acima de 1,1-1,15 sem adição de mais H_2O para o ar de combustão na seção de produção de gás de alimentação. Em tais casos, não pode ser adicionada
10 água ao circuito de recirculação de ar de resfriamento, se ar quente retirado deste circuito for usado como ar de combustão na preparação de gás SO_2 . Alternativamente, como mostrado na Figura 5, somente ar quente retirado diretamente do condensador final é usado em vez de para a produção do gás de alimentação. Somente ar na linha 36 para a etapa de conversão de SO_2
15 final é ainda retirado do circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário. Ainda, o ar no circuito do condensador intermediário é mantido altamente enriquecido em H_2O no processo da invenção por duas razões: a fim de suprir o H_2O adicional requerido para a segunda etapa de conversão de SO_2 do processo, e a fim de aumentar a capacidade térmica e diminuir o peso
20 específico do ar de resfriamento, como mostrado na Figura 5, onde 25% H_2O no ar de reciclagem diminui a queda de pressão do circuito de reciclo em 25%, comparado com uma situação com 2% H_2O no ar. O gás de saída do condensador intermediário na linha 16 é aquecido em 18 e ar adicional com excesso H_2O adicionado ao gás a montante de segunda etapa de conversão de
25 SO_2 no conversor catalítico ou seção catalítica 20, seguido por resfriamento do gás no resfriador de gás 22 e condensação do SO_3 e H_2SO_4 restantes no condensador de ácido sulfúrico final 24, com gás fluindo ascendentemente nos tubos de vidro resfriados a ar de acordo com tecnologia conhecida.

Tabela 1

Condições de operação do condensador intermediário

Concentração nominal de SO ₃ de 12% condensador de entrada Pressão absoluta 1,1 atm						
Relação H ₂ O/ SO ₃ , Ψ	Pt. orvalho ácido do gás entrada condensado r °C	Temp. saída condensado r, T ₁₆ , °C	Fração de SO ₃ +H ₂ SO ₄ Condensado	Resis. do condensa do	%Vol . no gás saída (16)	
					SO ₃ + H ₂ SO ₄ 4	H ₂ O
1,0	278,4	120	99,5 %	99,90 % H ₂ SO ₄	0,084	0,000
1,0	278,4	140	98,7 %	99,80 % H ₂ SO ₄	0,200	0,000
1,05	279,3	<50	100 %	99,09 % H ₂ SO ₄	0	0
1,05	279,3	120	99,9 %	99,09 % H ₂ SO ₄	0,014 5	0,003
1,05	279,3	140	99,7 %	99,09 % H ₂ SO ₄	0,051	0,018
1,05	279,3	160	99,0 %	99,07 % H ₂ SO ₄	0,163	0,032
1,10	280,2	120	99,9 %	98,22 % H ₂ SO ₄	0,013	0,025
1,10	280,2	140	99,8 %	98,25 % H ₂ SO ₄	0,030	0,053
1,10	280,2	160	99,4 %	98,32 % H ₂ SO ₄	0,097	0,134
1,10	280,2	180	98,1 %	98,45 % H ₂ SO ₄	0,31	0,307
1,20	281,7	120				
1,20	281,7	140	99,86 %	96,62 % H ₂ SO ₄	0,023 3	0,164
1,20	281,7	160	99,56 %	96,85 % H ₂ SO ₄	0,071 3	0,39
1,30	283,1	140		95,05 % H ₂ SO ₄	0,021	0,315
1,30	283,1	160	99,6 %	95,50 % H ₂ SO ₄	0,063	0,687
1,30	283,1	180	99,0 %	96,06 % H ₂ SO ₄	0,167	1,31
1,40	284,4	140	99,9 %	93,62 %	0,017	0,526

				H ₂ SO ₄		
1,40	284,4	160	99,7 %	94,2 % H ₂ SO ₄	0,052	1,099
1,40	284,2	180	99,1 %	95,0 % H ₂ SO ₄	0,142	1,916
1,50		160	99,7 %	93,0 % H ₂ SO ₄	0,051	1,555
1,50		180	99,2 %	94,05 % H ₂ SO ₄	0,131	2,65
0,80	273,9	40	96,0 %	14,0 % SO ₃	0,61	0
0,80	273,9	60	92,1 %	11,0 % SO ₃	1,2	0
0,70	271,3	20	97,3 %	24,2 % SO ₃	0,4	0
0,70	271,3	40	94,0 %	21,85 % SO ₃	0,9	0
0,70	271,3	60	86,5 %	16,1 % SO ₃	2	0
0,60	268,2	20	95	32 % SO ₃	0,7	0
0,60	262,2	40	88	27,8 % SO ₃	1,7	0

Exemplo 1

Figura 2 mostra o processo da invenção aplicado para produção de 31 t/h de 98,5% H₂SO₄ a partir da combustão de 10 toneladas/h de enxofre com 62.000 Nm³/h ar com 11,8% H₂O dando 11,3% SO₂ + 11,8% H₂O no gás de alimentação em linha 10. A região marcada 1 representa a seção de produção de gás de alimentação. A conversão de SO₂ total é de > 99,9%. Na primeira etapa do processo, 96,31% do SO₂ são convertidos em SO₃ sendo praticamente o todo retirado como 98,5% H₂SO₄ do condensador intermediário. Ψ é selecionado a 1,086 dando 98,5% H₂SO₄ como o condensado do condensador intermediário em que o gás é resfriado a 150°C (T₁₆ em linha 16). Se Ψ for diminuído a, digamos, 1,05, a resistência do ácido condensado aumenta a 99,0%, como visto na Tabela 1. O transporte possível

para a segunda etapa do processo de cerca de 1000 ppm de névoa de H_2SO_4 não sendo removido para o controlador de gotículas 16a, visto na linha 16, não muda os dados de operação de modo significativo e teria somente o efeito que 200 kg/h 98,5% H_2SO_4 seriam movimentados da corrente de ácido retirada do condensador intermediário para o ácido sendo retirado do condensador final.

A eficiência de recuperação de calor e de produção de vapor é resumida na Tabela 2 com referência à Figura 2. Cerca de 94% do calor produzido no processo são recuperados da geração de vapor, enquanto 6% do calor são perdidos para a água de resfriamento para os resfriadores de ácido na linha 17 e 42 (ver também as referências numéricas na Fig. 1) e no gás de combustão deixando o condensador final a 100°C em linha 26. Nota-se que o calor recuperado nos resfriados de ar 38 e 28 (ver números de referência na Fig. 1) pode ser completamente acomodado para o pré-aquecimento da água de alimentação da caldeira (BFW) para geração de vapor superaquecido, em pressão elevada, para a geração máxima de energia nas temperaturas de entrada no BFW diminuindo até cerca de 50°C com tamanho razoável dos trocadores térmicos.

Tabela 2

Eficiência de recuperação de calor do processo de acordo com a Fig. 2

Equilíbrios térmicos e recuperação de calor, com referência à figura 2 e temperatura de referência de 35°C de todas as correntes de alimentação e efluente	kcal/kg s	kWh/kg H_2SO_4
Calor total gerado antes da correção para perdas	4.065	1,545
Perda de calor nos resfriadores de ácido e gás de combustão	248	0,943

Valor líquido recuperado para produção de vapor após dedução de outras perdas	3,750	1,42
Vapor a 80 bar, 500°C gerado a partir de BFW a 45 °C: 4,9 kg vapor/kg S = 1,60 kg/kg H ₂ SO ₄		
Pré-calor BFW em resfriadores de ar 38+28: ΔT de BFW = $(7,35 + 1,08)10^6 / (49,000 * 1,015) = 170$ °C		

Sempre que ácido sulfúrico com < 100% H₂SO₄ for condensado no condensador intermediário no processo da invenção, a temperatura de saída T₁₆ em linha 16 do condensador intermediário é selecionada como um compromisso entre várias outras considerações:

- 5 diminuir T₁₆ irá (a) aumentar a quantidade de calor em baixa temperatura a ser recuperado no resfriador de ar 38, (b) diminuir o teor de fase de gás H₂SO₄ e SO₃ sendo passados para a segunda etapa de conversão de SO₂ do processo e (c) aumentar o calor requerido (capacidade de troca
- 10 térmica) de tanto o condensador intermediário, o resfriador de ar 38 e o aquecedor de gás 18. Quando o gás é resfriado abaixo de 140°C, o teor de H₂SO₄ + SO₃ no gás não irá diminuir ainda e irá mesmo tender a aumentar devido à tendência aumentada para a formação de névoa em menores
- 15 temperaturas. Consequentemente, os Requerentes verificaram que com a relação molar H₂O/SO₃ na faixa de 1,05 – 1,1, calculada sob a consideração de que SO₃ não é hidratado em H₂SO₄ a montante do condensador intermediário, o resfriamento do gás no condensador intermediário T₁₆ a 150°C é a melhor solução e pode ser facilmente obtido com temperaturas de
- entrada de BFW de até 50°C.

20 O resfriamento brusco por 50°C na Fig. 2 do ar de resfriamento por evaporação de toda a água do processo no evaporador de água 31 (umidificador) é obviamente também necessário para obter uma eficiência de

energia elevada do processo.

Mais especificamente, no processo da Fig. 2 10,000 kg/h de enxofre 1a (130°C, liq.) são queimados no queimador 1e a cerca de 1200°C. Ar 1b a 270°C e com 11,8% H₂O é fornecido à seção de produção de gás de
5 alimentação 1 a partir do circuito de reciclagem de ar. O ar passa através do soprador 1d para produzir ar na linha 1c a 280°C que é adicionado ao queimador 1e. O gás de alimentação 10 é conduzido a 400°C para o conversor de SO₂ 11 onde ele passa através de vários leitos catalíticos com resfriamento entre os leitos. O gás contendo SO₃ é resfriado no trocador térmico 12 a
10 montante do condensador intermediário 14 a uma temperatura de 310°C, que está acima do ponto de orvalho de H₂SO₄ (T_d) do gás aqui especificamente T_d = 278°C. O gás de saída deixa a 150°C no fundo do condensador intermediário 14 como linha 16 enquanto uma corrente de 29,800 kg/h 98,5% H₂SO₄ é retirada com linha 17. O gás deixando no fundo do condensador
15 intermediário é misturado com 13.000 Nm³/h de ar 36 a 270°C a partir do circuito de reciclagem de ar, assim aquecendo a linha 16 a 178°C antes da passagem para o trocador térmico 18. O gás então entra a 390°C e é ainda convertido em SO₃ em um leito de catalisador final da segunda etapa de conversão de SO₂ 20. O gás de saída, agora a 404°C, é resfriado via o
20 trocador térmico 22 para dar a linha de gás de processo 23 a 235°C e T_d=202°C (ponto de orvalho do ácido) que entra no fundo do condensador final 24 e deixa como gás limpo 26 no topo. Uma admissão de ar de cerca de 57.000 Nm³/h a 25°C e com 2% H₂O é conduzida via soprador 25 para o topo do condensador final 24 onde ar entra a cerca de 30°C enquanto um gás
25 limpo 26 deixa a cerca de 100°C. Uma corrente de produto de cerca de 1200 kg/h 97,5% H₂SO₄ é retirada como linha 42 no fundo do condensador final 14 e é então misturada com corrente de H₂SO₄ 17 para produzir uma corrente final a 35°C de cerca de 31.000 kg/h de 98,5% H₂SO₄. Ar 27 do condensador

final 24 é retirado no fundo deste condensador a 190°C, resfriado no trocador térmico 28 e entra subsequentemente no circuito de reciclagem de ar. O ar é então resfriado bruscamente a 82°C por passagem através do evaporador de água 31. Toda a água do processo, aqui especificamente cerca de 6000 kg/h de água a 30°C é adicionada ao evaporador. O ar adicional é provido através de admissão de ar 35, introduzindo cerca de 10.500 Nm³/h de ar a 35°C e 2% H₂O. O ar de resfriamento resultante 33 do circuito, agora a 80°C, é introduzido no fundo do condensador intermediário 14. O ar é aquecido através de sua passagem através do condensador e deixa como corrente 34 no topo a 270°C. Uma porção desta corrente, especificamente 62.000 Nm³/h contendo 11,8% H₂O, é dirigida para a seção de preparação do gás de alimentação 1 e usada como ar de combustão, como descrito acima. No circuito de reciclagem de ar, uma porção principal de 62.000 Nm³/h do ar retirado do topo do condensador intermediário 14 a 270°C é resfriada a 130°C no trocador térmico 38 e é então dirigida para o soprador 39, onde é misturado com o ar resfriado do condensador final 24. O ar agora a 134,5°C é ainda resfriado no evaporador 31 do circuito de reciclagem de ar. Tabela 3 mostra detalhes nas correntes de gás de processo 10, 13, 16, 26.

Tabela 3

Balanco de material. Fig. 2. Relação H₂O/SO₃, $\Psi = 1,0866$

Corrente de gás de processo	10	13	16	26
O ₂ %, em mols	7,221	1,95	2,473	5,94
H ₂ O%, em mols	11,800	9,37	0,069	2,23
SO ₂ %, em mols	11,276	0,455	0,578	0,010
SO ₃ %, em mols	-	8,34	0,009	-
H ₂ SO ₄ %, em mols	-	3,55	0,054	0,02

Fluxo, Nm ³ /h	62,000	56,624	44,643	
Aerossol H ₂ SO ₄ , g/Nm ³			4,37	0,005

Exemplo 2

Figura 3 mostra o processo da invenção realizado para a produção de óleo da combustão da mesma quantidade de enxofre e oxigênio, como no Exemplo 1, e com uma conversão menor pequena de SO₂ na primeira etapa de conversão de SO₂ (devido a um menor teor de H₂O no gás). A quantidade de água evaporada em 31 é reduzida de 6028 kg/h no Exemplo 1 a 2871 kg/h de água a fim de obter $\Psi = 0,659$ o que significa que 65,9% do SO₃ no gás são convertidos em H₂SO₄, praticamente toda esta quantidade será condensada a 140°C. No entanto, a absorção substancial do SO₃ no H₂SO₄ condensado requer temperaturas bem menores. Assim, o gás e o H₂SO₄ condensado são ainda resfriados a 40°C a fim de absorver 80% do SO₃ livre no H₂SO₄ dando óleo com 24,5-25% em peso de SO₃ sendo retirados do condensador intermediário. Este resfriamento é melhor obtido nas duas etapas, como visto na Figura 3:

- Primeiro, todo o H₂SO₄ é condensado e o gás é resfriado a cerca de 100°C nos tubos de vidro resfriados a ar. A fim de obter uma eficiência máxima de resfriamento com ar, todo o ar que é adicionado ao circuito de reciclagem de ar é retirado como ar ambiente na linha 32, enquanto todo o ar de resfriamento do absorvedor final é ventilado na linha 40 após a recuperação de calor no resfriador de ar 28. A fim de utilizar, do melhor modo possível, a temperatura baixa relativa do ar ambiente (35 °C após compressão) para resfriamento no condensador, esta corrente de ar é usada separadamente para resfriamento final do gás e é admitido diretamente no condensador intermediário em tipicamente duas passagens de fluxo cruzado acima da folha de tubo inferior da seção de tubo de vidro do condensador antes de ser

misturado com ar adicional do circuito de reciclagem de ar.

- Então o gás e ácido é finalmente resfriado a 40°C e SO₃ absorvido no ácido por resfriamento do gás e ácido com água de resfriamento em, por exemplo, um trocador térmico de tipo tubular ou chapa 51 colocado abaixo da folha de tubo inferior dos tubos de vidro resfriados a ar. A água de resfriamento está sendo convenientemente aquecida da temperatura de entrada de cerca de 20°C até a temperatura de saída na faixa de 40-50°C. O trocador térmico pode ser feito de aço baixa liga. Comparado ao exemplo 1, a eficiência de recuperação de calor será menor devido à perda para água de resfriamento do calor de absorção de SO₃ em H₂SO₄, e o resfriamento do gás de 100 a 40°C, e devido à perda de calor restante no ar de resfriamento do absorvedor final agora sendo ventilado para a atmosfera.

Mais especificamente, no processo da Figura 3, 10.000 kg/h de enxofre 1a (130°C, liq.) são queimados no queimador 1e a cerca de 1200°C. Ar 1b a 266°C e com 7,47% H₂O é provido para a seção 1 de produção de gás de alimentação a partir do circuito de reciclagem de ar. O ar passa através do soprador 1d para linha de ar 1c produto que é adicionado ao queimador 1e. O gás de alimentação 10 é conduzido a 400°C para o conversor de SO₂ 11 onde ele passa através de vários leitos catalíticos com resfriamento entre os leitos. O gás contendo SO₃ é resfriado no trocador térmico 12 a montante do condensador intermediário 14 a uma temperatura de 305°C, que está acima do ponto de orvalho de H₂SO₄ (T_d) do gás, onde T_d = 274°C. O gás de processo é primeiro resfriado a 100°C, nos tubos de vidro resfriados a ar, do condensador intermediário 14. O gás e ácido é finalmente resfriado a 40°C e SO₃ absorvido no ácido por resfriamento do gás e ácido com água de resfriamento em, por exemplo, um trocador térmico 51 de tipo tubular ou de chapa, colocado abaixo da folha de tubo inferior dos tubos de vidro resfriados a ar do condensador intermediário 14. Cerca de 2900 kg/h da água de resfriamento 27

na temperatura de entrada de 20-40 °C são usados. O trocador térmico pode ser feito de aço de baixa liga.

No fundo do condensador intermediário 14, o gás de saída é retirado como linha 16 enquanto uma corrente de cerca de 25.500 kg/h de óleo com 25% SO₃ é retirada como linha 17. O gás saindo no fundo do condensador 14 é misturado com 5.000 Nm³/h ar 36 a 266 °C do circuito de reciclagem de ar, assim aquecendo a linha 16 antes da adição de 1200 kg/h de vapor a 250 °C e 1,4 atm de pressão para esta linha e passagem subsequente ao trocador térmico 18. O gás então entra a 390°C e é ainda convertido em SO₃ no leito de catalisador final da segunda etapa de conversão de SO₂. O gás de saída, agora a 406°C, é resfriado via o trocador térmico 22 para dar a linha de gás de processo 23 a 250 °C, que entra no fundo do condensador final 24. Uma admissão de ar de cerca de 64.000 Nm³/h a 25°C e com 2% H₂O é conduzida via o soprador 25 para o topo do condensador final 24, onde ar entra em cerca de 30 °C, enquanto um gás limpo 26 deixa em cerca de 100°C. Uma corrente de produto de cerca de 3700 kg/h 98,2% H₂SO₄ é retirada como linha 42 no fundo do condensador final 24. Ar 27 do condensador final 24 é retirado no fundo a 200°C, resfriado no trocador térmico 28 e ventilado para a atmosfera como linha 40.

Ar necessário no circuito de reciclagem de ar é provido por um soprador adaptado para a admissão de ar 35, assim introduzindo cerca de 60.500 Nm³/h de ar a 25°C e 2% H₂O. Esta corrente de ar 32 agora a 32°C, é introduzida no fundo do condensador intermediário 14. Como descrito acima, o ar 32 é admitido diretamente no condensador intermediário 14 em duas passagens de fluxo cruzado acima da folha do tubo inferior da seção de tubo de vidro do condensador enquanto sendo misturado com ar adicional 33 do circuito de reciclagem de ar. O ar é aquecido através de sua passagem através do condensador e o ar combinado deixa no topo a 266°C. Uma porção desta

corrente, especificamente 59.000 Nm³/h contendo 7,47% de H₂O é dirigida para a seção 1 de preparação de gás de alimentação e usada como ar de combustão. Uma porção principal de 140.00 Nm³/h do ar retirado do topo do condensador intermediário 14 a 266°C é resfriada no trocador térmico 38 e dirigida para o soprador 39 e, então, umedecida e ainda resfriada a 77°C por adição de cerca de 2900 kg/h de água a 40 °C via evaporador 31. A tabela 4 mostra detalhes das correntes de gás de processo 10, 13, 16, 26.

Tabela 4

Balanço de material Fig. 3. Relação H₂O/SO₃, $\Psi = 0,659$

Corrente de gás de processo	10	13	16	26
O ₂ %, em mols	7,57	2,07	2,486	3,93
H ₂ O%, em mols	7,47	5,41	0	2,00
SO ₂ %, em mols	11,83	0,535	0,643	0,0405
SO ₃ %, em mols	-	9,62	1,0 99	-
H ₂ SO ₄ %, em mols	-	2,725	0	5 ppm
Fluxo, Nm ³ /h	59.096	54.267	45.128	
Aerossol H ₂ SO ₄ , g/Nm ³			1,5	0,005

Exemplo 3

Este exemplo refere-se ao tratamento de correntes de gás a partir de depuração a úmido com até 70% em volume SO₂. Estas correntes de gás se originam de processos de ustulação metalúrgica ou a partir da regeneração térmica de ácido ou sulfatos gastos e são purificadas por depuração a úmido antes de serem alimentadas a qualquer processo para a produção de ácido sulfúrico.

Figura 4 mostra o processo da invenção para tratamento de uma corrente de gás original de 20.507 Nm³/h em linha 2 entrando na seção 1 de

produção de gás de alimentação com 34,09% SO₂, 1,42% O₂ e 7,66% H₂O (saturado a 40°C, - 50 mbar, t equivalente 1000 kg/h enxofre) de gás SO₂ depurado a partir da ustulação enriquecida com oxigênio de sulfetos de metal. O gás, que corresponde a 10.000 kg enxofre/h, é misturado com linha 35
 5 contendo 25.482 Nm³/h ar quente com 21,38% H₂O retirado do circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário compreendendo a quantidade de O₂ e H₂O requerida para a primeira etapa de conversão de SO₂ do processo. Após aquecimento da corrente de gás a 400 °C com vapor superaquecido produzido no processo, o gás de alimentação de entrada 10
 10 agora com 15,2% em volume de SO₂, 9,76% O₂ e 15,26% H₂O é passado para primeira etapa de conversão de SO₂ do processo compreendendo três leitos catalíticos onde 9,50% do SO₂ são convertidos em SO₃ com $\Psi = 1,056$. Todo o ar do processo é fornecido como ar de resfriamento do condensador final, o ar em excesso é ventilado para a atmosfera através de 40.

15 Mais especificamente, no processo da Fig. 4 o gás contendo SO₃ da primeira etapa 11 de conversão de SO₂ é resfriado no trocador térmico 12 a montante do condensador intermediário 14 a uma temperatura de 318°C, que está acima do ponto de orvalho de H₂SO₄ (T_d) do gás (linha 13), aqui especificamente T_d = 289°C. O gás de saída deixa a 150°C no fundo do
 20 condensador intermediário 14 como linha 16 enquanto uma corrente de 29.100 kg/h 98,95% H₂SO₄ é retirada com linha 17. O gás deixando o fundo do condensador intermediário é misturado com 5.000 Nm³/h de ar 36 a partir do circuito de reciclagem de ar, assim aquecendo a linha 16 antes da passagem para trocador térmico 18. O gás então entra a 390°C e é ainda
 25 convertido em SO₃ no leito de catalisador final da segunda etapa 20 de conversão de SO₂. O gás de saída, agora a 424°C, é resfriado via trocador térmico 22 para dar a linha de gás de processo 23 a 242°C, que entra no fundo do condensador final 24 e deixa como gás limpo 26 a 95°C no topo. Uma

admissão de ar de cerca de 40.300 Nm³/h a 25°C e com 2% H₂O é conduzida via soprador 25 para o topo do condensador final 24, onde ar entra a cerca de 35 °C. Uma corrente de produto de cerca de 1750 kg/h 98% H₂SO₄ é retirada como linha 42 no fundo do condensador final 14 e é, então, misturada com corrente 17 de H₂SO₄ para produzir uma corrente final de cerca de 30.850 kg/h de 98,90% de H₂SO₄.

Ar 27 do condensador final 24 é retirado no fundo deste condensador a 195°C e resfriado no trocador térmico 28. Uma porção do ar (15.840 Nm³/h) é ventilado como ar de exaustão em linha 40 enquanto o resto do ar entra no circuito de reciclagem de ar. O ar é então resfriado bruscamente de 118°C a 67°C, assim formando a linha 33 contendo cerca de 181.200 Nm³/h ar. O resfriamento brusco é provido pela passagem do ar através do evaporador de água 31, onde cerca de 4800 kg/h de água a 25°C são adicionados ao evaporador. O ar de resfriamento 33 do circuito, agora a 67°C, é introduzido para o fundo do condensador intermediário 14. O ar é aquecido através de sua passagem através do condensador e deixa, como corrente 34, no topo deste condensador. Uma porção desta corrente contendo 21,38% H₂O é dirigida para a seção 1 de preparação do gás de alimentação, como descrito acima. No circuito de reciclagem de ar, uma porção principal do ar retirado do topo do condensador intermediário 14 é resfriada no trocador térmico 38 e é, então, dirigida para o soprador 39 onde é misturada com ar resfriado do condensador final 24. O ar agora é ainda resfriado no evaporador 31 do circuito de reciclagem de ar. Tabela 5 mostra detalhes sobre as correntes de gás processo 10, 13, 16, 26.

Tabela 5

Balando de material Fig. 4. Relação H₂O/SO₃, $\Psi = 1,0$

Corrente de gás de processo	2	10	13	16	19	26
O ₂ %, em mols	1,421	9,76	2,87	4,025	5,84	5,51
H ₂ O%, em mols	7,661	15,26	12,42	0,034	3,30	2,07
SO ₂ %, em mols	34,09	15,20	0,86	1,202	1,0 2	0,033
SO ₃ %, em mols	-	-	11,50	0,021	0,16	-
H ₂ SO ₄ %, mols	-	-	4,82	0,165	0,002	5 ppm
N ₂ +CO ₂ %, mols	56,815	59,81	61,0 9	94,65	89,68	92,78
Fluxo, Nm ³ /h	20.507	45.989	40.705	29.041	34.118	33.122

Exemplo 4

Este exemplo refere-se ao tratamento de gás de alimentação a partir da combustão de gás 7768 Nm³/h com 90% H₂S + 10% H₂O com 75.000 Nm³/h de ar com 2% H₂O (sem adição de H₂O porque o gás de alimentação não pode acomodar mais H₂O) do condensador final, como visto na Fig. 5. Após obter 97,5% de conversão de SO₂ na primeira etapa de conversão de SO₂ de um gás de alimentação 10 com 8,82% em volume de SO₂, 6,2% O₂, 11,69% H₂O, o gás convertido com $\Psi = 1,367$ é passado para o condensador intermediário. O ar ambiente do resfriamento do condensador final é usado para a combustão e a preparação do gás de alimentação a fim de manter Ψ elevado e obter a maior resistência possível do ácido sulfúrico condensado no condensador intermediário, enquanto o ar do circuito de reciclagem de ar é umedecido na medida do possível a fim de melhorar as propriedades do ar para a transferência térmica e para fornecer H₂O para a segunda etapa de conversão de SO₂ do processo. Porque a conversão de SO₂ em SO₃ na primeira etapa de conversão de SO₂ (três leitos catalíticos) é 97,0%, a relação molar nominal de H₂O/SO₃ do gás passado para o condensador intermediário é $\Psi = 11,69/8,82/0,97 = 1,366$. No condensador

intermediário o gás é resfriado de 305°C a 180°C por circulação do ar sendo umedecido com 25% H₂O assim aumentando a eficácia do condensador. Esta umidificação é obtida por evaporação de 603 kg/h água no umidificador ou evaporador 31, correspondendo à quantidade de H₂O no ar a 3000 Nm³/h 36 retirado do circuito e adicionado ao gás sendo passado para a segunda etapa de conversão de SO₂ do processo. O resfriamento a 180°C é selecionado como um compromisso entre obter 95,8% de resistência do ácido condensado, e mantendo baixos os custos de operação e os custos de investimentos no condensador e no trocador térmico.

Mais especificamente, no processo da Fig. 5, o gás contendo SO₃ da primeira etapa de conversão de SO₂ 11, é resfriado no trocador térmico 12 a montante do condensador intermediário 14 a uma temperatura de 305°C, que está acima do ponto de orvalho de H₂SO₄ (T_d) do gás (linha 13), aqui especificamente T_d = 272 °C. O gás de saída deixa a 180°C no fundo do condensador intermediário 14, como linha 16, enquanto uma corrente de 30.500 kg/h 95,82% H₂SO₄ é retirada com linha 17. O gás deixando no fundo do condensador intermediário é misturado com ar 36 do circuito de reciclagem de ar, como descrito aqui, assim aquecendo a linha 16 antes da passagem para o trocador térmico 18. O gás então entra a 390°C e é ainda convertido em SO₃ em um leito de catalisador final da segunda etapa de conversão de SO₂. O gás de saída 21, agora a 400°C, é resfriado via o trocador térmico 22 para dar linha 23 de gás de processo a 235°C que entra no fundo do condensador final 24 e deixa como gás limpo 26 a 100°C no topo. Uma admissão de ar de 61.750 Nm³/h a 25°C e com 2% H₂O é conduzida via soprador 25 para o topo do condensador final 24. Uma corrente de produto de cerca de 1350 kg/h 97,5% H₂SO₄ é retirada com linha 42 no fundo do condensador final 14 e é então misturada com corrente 17 de H₂SO₄ para produzir uma corrente final a 35°C de 31.850 kg/h de 95,95% H₂SO₄.

Ar 27 do condensador final 24 é retirado no fundo deste condensador a 190°C e diretamente conduzido para o queimador na seção 1 de preparação do gás de alimentação. Uma admissão de ar de 13.250 Nm³/h é misturada em linha 27 antes de ser usada no queimador.

5 O ar necessário no circuito de reciclagem de ar é adicionado via admissão de ar 35, assim introduzindo cerca de 2300 Nm³/h de ar. Uma corrente de ar combinada 33 a 90°C resulta, que é então introduzido no fundo do condensador intermediário 14. Como descrito acima, o ar 32 é admitido diretamente no condensador intermediário 14. O ar é aquecido através de sua
10 passagem através do condensador e o ar combinado deixa no topo a 260°C. Uma porção deste ar é resfriada em trocador térmico 38 e dirigida para o soprador 39, assim resultando na corrente de ar a 96 °C, que é então umedecida e ainda resfriada por adição de cerca de 603 kg/h de água a 40 °C via evaporador 31. A tabela 6 mostra detalhes de correntes de gás de processo
15 10, 13, 16, 26.

Tabela 6

Balanco de material. Figura 5. Relação H₂O/SO₃, $\Psi = 1,367$

Corrente gás de processo	10	16	19	26
O ₂ %, em mols	6,20	2,51	3,13	3,00
H ₂ O%, em mols	11,69	1,485	2,74	2,23
SO ₂ %, em mols	8,82	0,342	0,325	0,013
SO ₃ %, em mols	-	0.007	0,157	-
H ₂ SO ₄ %, em mols	-	0,16	0.002	4 ppm
N ₂ %, em mols	73,29		93,65	
Fluxo, Nm ³ /h	79.273	60.841	63.931	63.187

Assim, demonstra-se que a invenção proporciona um processo de condensação dupla melhorada para a recuperação de até 99,95% do SO_x nos

gases de alimentação em que o teor de SO_x está acima de 5% em volume e as relações $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_x$ estão na faixa de 0,6-1,6. O SO_x é recuperado como ácido sulfúrico em concentrações na faixa de óleo com 25-30% em peso SO_3 para ácido com pelo menos 95% em peso, normalmente acima de 98% em peso H_2SO_4 dependendo da relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$. Nota-se uma recuperação máxima de todo o calor do processo para vapor e uma produção de energia com risco mínimo de corrosão dos condensadores de ácido sulfúrico.

Em outras palavras, o processo da invenção minimiza o consumo de energia da planta de ácido sulfúrico ao reduzir o consumo da água de resfriamento e obter uma recuperação possível máxima do calor liberado no processo para a produção de vapor em alta pressão para a produção de energia. Até 99,95% do SO_x no gás de alimentação podem ser recuperados como tipicamente 98,5-99,5% em peso de ácido sulfúrico concentrado e/ou óleo com até 25% em peso SO_3 .

O processo da invenção não tem, em princípio, limite menor ou superior com relação à concentração de SO_3 nominal no gás de processo ou a concentração de SO_2 no gás de alimentação, exceto que concentrações de SO_2 acima de 16-17% SO_2 no gás de alimentação requerem resfriamento interno ou recirculação de gás a fim de evitar superaquecimento do catalisador. Na extremidade inferior, o processo é preferivelmente conduzido com gases de alimentação contendo pelo menos cerca de 5% em volume de SO_2 .

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a produção de ácido sulfúrico e/ou óleo, caracterizado pelo fato de compreender as etapas de:

(a) produzir um gás de alimentação contendo 5-50%, em mols, de SO_2 e uma concentração molar de H_2O sendo 50-150% da concentração molar de SO_2 ;

(b) passar o gás de alimentação através de uma primeira etapa de conversão de SO_2 , em que SO_2 é oxidado em SO_3 , em um ou mais leitos de catalisador;

(c) resfriar o gás contendo SO_3 da referida primeira etapa de conversão de SO_2 a uma temperatura de 0-100°C acima do ponto de orvalho de ácido sulfúrico do gás;

(d) passar o gás para um estágio de condensação de ácido sulfúrico intermediário em que o gás contendo SO_3 é resfriado e ácido sulfúrico é condensado em tubos resfriados a ar em que o gás SO_3 flui descendentemente enquanto o ar de resfriamento flui em contra-corrente ascendentemente no condensador intermediário e em que referido ar é fornecido a partir do circuito de reciclagem de ar adaptado para referido condensador intermediário, e retirar do fundo do condensador intermediário, uma corrente de ácido sulfúrico condensado ou óleo, e uma corrente de gás contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 ;

(e) fornecer água e oxigênio para a corrente de gás a partir do condensador intermediário com SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 por adição, a esta corrente de gás, de ar retirado do referido circuito de reciclagem de ar, em que o circuito de reciclagem de ar compreende:

(e1) resfriar o ar,

(e2) adicionar água ao ar por evaporação de água em um umidificador,

(e3) fornecer ar ao circuito de reciclagem de ar;

(e4) aquecer o ar da etapa (e2) e (e3) por passagem do ar através do condensador intermediário,

(e5) retirar uma porção de ar que foi aquecido de acordo com a etapa (e4) e adicionar este ar à dita corrente de gás a partir do condensador intermediário contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 ;

(f) reaquecer a corrente de gás resultante da etapa (e) e passar este gás a uma segunda etapa de conversão de SO_2 em que o SO_2 restante é oxidado em SO_3 em um ou mais leitos de catalisador, resfriar o gás a uma temperatura de $0-100^\circ\text{C}$ acima de seu ponto de orvalho de H_2SO_4 e subsequentemente passar o gás a um estágio de condensação final em que o ácido sulfúrico restante é condensado por resfriamento do referido gás em um condensador final contendo tubos de vidro verticais resfriados a ar em que o gás flui ascendentemente enquanto ar flui descendentemente em contracorrente, e retirar do dito condensador final uma corrente de ácido sulfúrico;

(g) prover no gás, antes ou após seu resfriamento a temperatura de $0-100^\circ\text{C}$ acima de seu ponto de orvalho de H_2SO_4 , de acordo com a etapa (f), um teor de 10^{10} a 10^{13} partículas sólidas por Nm^3 por % em volume de SO_3 , calculado sob a suposição de que SO_3 não é hidratado em H_2SO_4 .

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o estágio de condensação intermediária de etapa (d) do gás contendo SO_3 é resfriado por: i) passar o gás através de tubos de vidro verticais resfriados a ar, em que o gás SO_3 flui dentro dos tubos enquanto o ar de resfriamento flui em contracorrente ascendentemente no lado envoltório do condensador intermediário, ou ii) passar o gás no lado de fora de tubos de vidro horizontais em fluxo cruzado em contracorrente com ar passando dentro dos referidos tubos.

3. Processo de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo

fato de que os tubos de vidro resfriados a ar verticais são equipados com espirais de vidro internas.

4. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 3, caracterizado pelo fato de que a produção do gás de alimentação da etapa (a) compreende retirar, do circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário, uma corrente de ar quente contendo água e contatar referida corrente com uma corrente contendo enxofre, em que referida corrente contendo enxofre é selecionada dentre uma carga de alimentação contendo enxofre elementar, e um gás de chaminé obtido a partir da depuração de gás contendo SO_2 se originando da ustulação de sulfetos de metal ou a partir da regeneração térmica de ácido sulfúrico e sulfatos gastos.

5. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 3, caracterizado pelo fato de que a corrente contendo enxofre usada na produção do gás de alimentação da etapa (a) é um gás contendo H_2S que é submetido à combustão e em que o ar de combustão compreende ar retirado do estágio de condensação final.

6. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações precedentes, caracterizado pelo fato de que o circuito de reciclagem de ar do condensador intermediário sob (e3) compreende adicionar ar de resfriamento resfriado retirado do condensador final a montante do umidificador, e/ou adicionar diretamente ar ambiente no condensador intermediário ou a montante do condensador intermediário.

7. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1, 4 e 6, caracterizado pelo fato de que o gás resultante da etapa (c) a montante do condensador intermediário de ácido sulfúrico é fornecido com uma relação molar $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ na faixa de 1,0-1,15, calculado sob a suposição de que SO_3 não é hidratado em H_2SO_4 .

8. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1, 2

e 4, caracterizado pelo fato de que o gás resultante da etapa (c) a montante do condensador intermediário de ácido sulfúrico é fornecido com uma relação $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ de 0,5-0,9, calculado sob a suposição de que SO_3 não é hidratado em H_2SO_4 .

5 9. Processo de acordo com a reivindicação 5, caracterizado em que o gás resultante da etapa (c) a montante do condensador intermediário de ácido sulfúrico é fornecido com uma relação $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ na faixa de 1,15-1,50, calculado sob a suposição de que SO_3 não é hidratado em H_2SO_4 e sem adicionar H_2O adicional ao gás na preparação do gás de alimentação.

10 10. Processo de acordo com qualquer reivindicação precedente, caracterizado pelo fato de que a folha do tubo superior do condensador intermediário é operada em temperaturas acima do ponto de orvalho de ácido sulfúrico do gás de entrada de pelo menos 20°C .

15 11. Processo de acordo com a reivindicação 8, caracterizado pelo fato de que a corrente de gás e ácido sulfúrico condensado deixando a extremidade de fundo dos tubos de vidro resfriados a ar do condensador intermediário é ainda resfriada por passagem da corrente de gás e condensado através de um feixe de tubos colocados a jusante dos tubos de vidro.

20 12. Processo de acordo com qualquer reivindicação precedente, caracterizado pelo fato de que o gás de alimentação da etapa (b) antes de passar através de referida primeira etapa de conversão de SO_2 contém 8-20% em volume de SO_2 que é 94-98% convertido em SO_3 sobre 2-4 leitos de catalisador, enquanto o SO_2 restante é cerca de 90-99% ou mais convertido em SO_3 sobre um leito de catalisador na segunda etapa de conversão.

25 13. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que a corrente de gás contendo SO_2 não convertido e SO_3 não condensado e H_2SO_4 , retirada no fundo do condensador intermediário, tem uma temperatura de 150°C .

FIG. 1

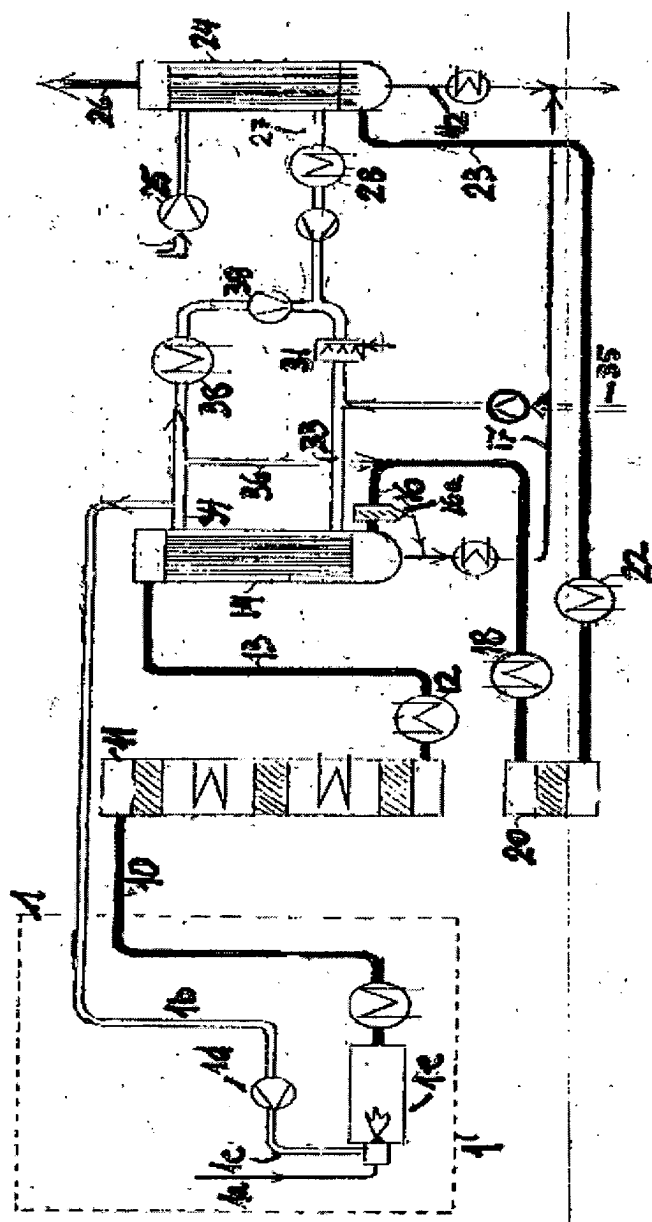


FIG. 2

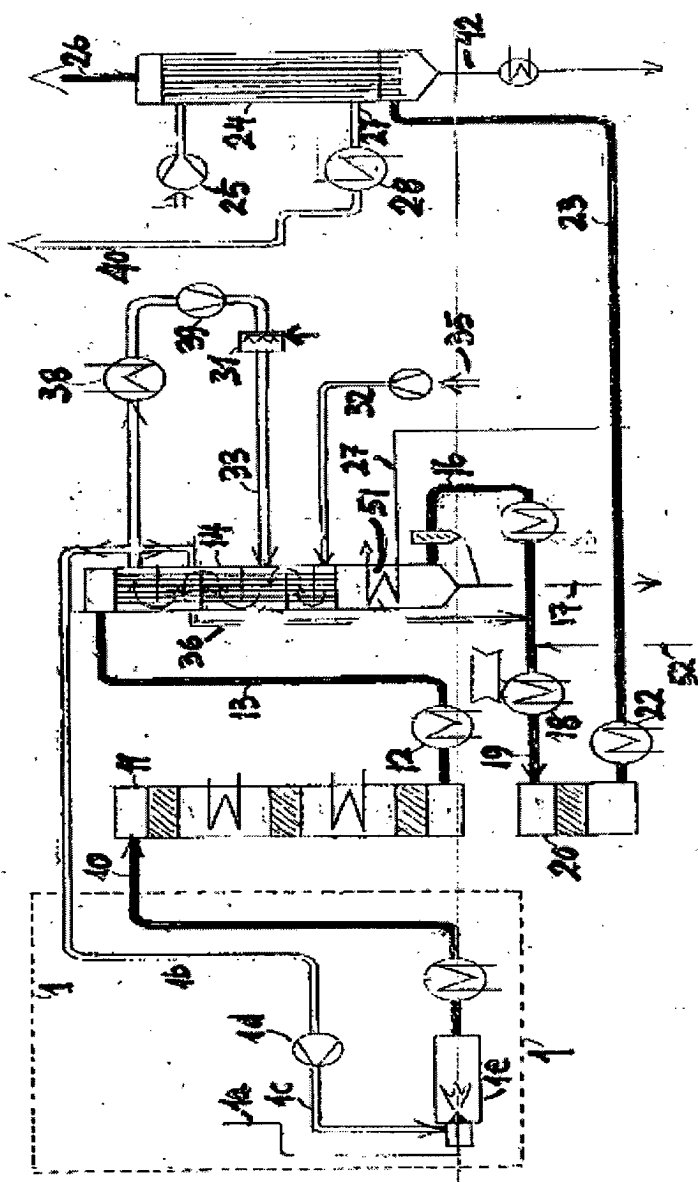
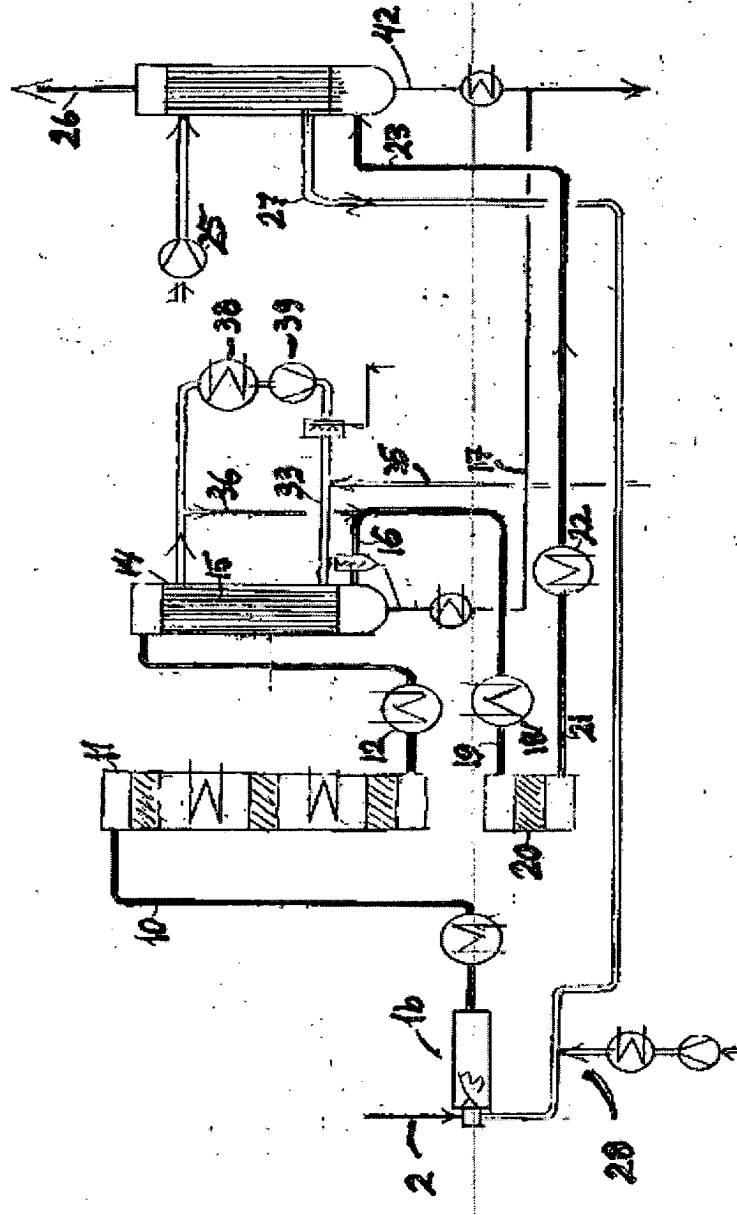
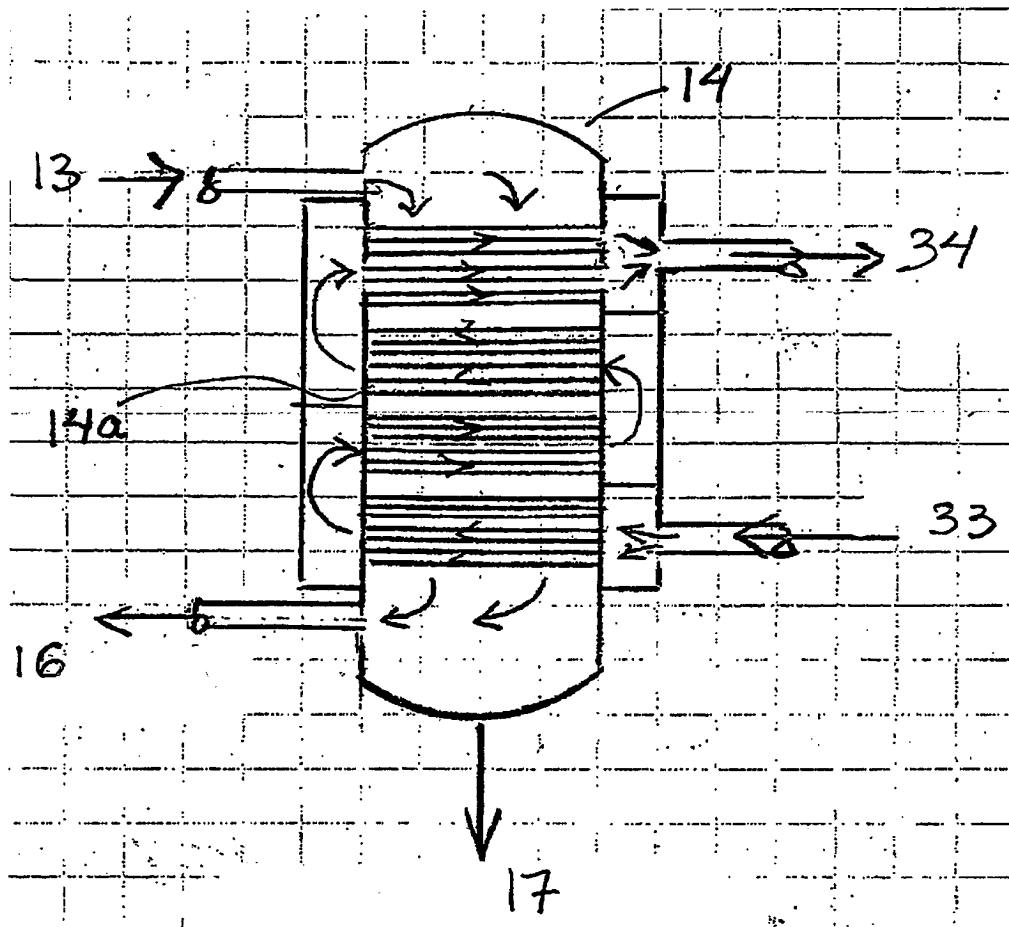


FIG. 3

**FIG. 5**

**FIG. 6**

RESUMO**"PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO E/OU ÓLEUM"**

5 Processo para a produção de ácido sulfúrico concentrado e óleoum
a partir de gases de alimentação com até 70% $\text{SO}_2 + \text{SO}_3$ (SO_x) e um teor de
 H_2O correspondendo a relações molares de $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ de até 1,6,
particularmente na faixa de 0,5 a 1,6 a montante de um condensador
intermediário de ácido sulfúrico compreendendo um circuito de reciclagem de
ar com adição de água. O processo da invenção minimiza o consumo de
10 energia da planta de ácido sulfúrico por redução do consume de água de
resfriamento e obtenção de recuperação possível máxima do calor liberado no
processo para a produção de vapor em alta pressão para a produção de
energia. Até 99,95% do SO_x no gás de alimentação podem ser recuperados,
como tipicamente 98,5 - 99,5% em peso de ácido sulfúrico concentrado e/ou
15 óleoum com até 25% em peso de SO_3 .