

PROCESSOS DE FABRICAÇÃO
DE
ÁCIDO SULFÚRICO

MB CONSULTORES LTDA.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO

2. FUNDAMENTOS DO PROCESSO DE CONTATO
 - 2.1 Matérias Primas
 - 2.2 Reações Químicas
 - 2.3 Estágios Básicos
 - 2.4 Características do Produto
 - 2.5 Efluentes Secundários

3. MODALIDADES DO PROCESSO DE CONTATO
 - 3.1 Objetivos Principais
 - 3.2 Caracterização
 - 3.3 Apreciação Geral
 - 3.4 Aspectos Econômicos

4. PROCESSOS DE DUPLA ABSORÇÃO
 - 4.1 Consumos Típicos
 - 4.2 Rendimentos do Processo
 - 4.3 Descrição Sumária do Processo - Sistema 2/2
 - 4.4 Descrição Sumária do Processo - Sistema 3/1

5. PROCESSO DE SIMPLES ABSORÇÃO
 - 5.1 Consumos Típicos do Processo
 - 5.2 Rendimentos do Processo
 - 5.3 Descrição Sumária do Processo

1. INTRODUÇÃO

O presente trabalho tem por objetivo descrever os principais processos de fabricação de ácido sulfúrico, enfatizando os conceitos básicos e vantagens de cada uma das principais rotas utilizadas na indústria.

O ácido sulfúrico pode ser obtido industrialmente por duas tecnologias distintas, conhecidas como processo de câmara de chumbo e processo de contato. O primeiro, muito utilizado no século passado, caiu em desuso, devido principalmente à limitação de não permitir produzir ácido com concentração superior à 78% em peso.

A tecnologia de contato é atualmente empregada na quase totalidade das instalações industriais de produção de ácido sulfúrico. Basicamente, tal tecnologia envolve as seguintes etapas:

- Obtenção do dióxido de enxofre (SO_2);
- Conversão catalítica do dióxido de enxofre a trióxido de enxofre (SO_3), e
- Absorção do trióxido de enxofre

O processo de contato é praticado segundo diversas variantes, que podem ser grupadas de acordo com a matéria prima utilizada para obtenção do dióxido de enxofre.

O SO_2 pode ser obtido a partir de enxofre, sulfetos, notadamente o de ferro, também conhecido como pirita, sulfatos e resíduos de tratamento diversos com ácido sulfúrico, usualmente denominados "acid sludges". A seleção da matéria prima a ser processada depende da influência de diversos fatores, tais como disponibilidade, aproveitamento de subprodutos e custos de secagem e de limpeza do gás.

De uma forma geral, o efeito combinado desses fatores conduz, na maioria dos casos, à seleção de piritas e enxofre como matéria prima preferencial, ficando a utilização das demais reservada às situações em que prevalecem condições muito particulares de disponibilidade a custos reduzidos.

Ressaltada a preferência do enxofre como matéria prima usualmente empregada para a produção de ácido sulfúrico, pelo processo de contato, o presente documento foi estruturado e desenvolvido com base em tal constatação.

2. FUNDAMENTOS DO PROCESSO DE CONTATO

Como anteriormente indicado, na quase totalidade das instalações industriais de produção de ácido sulfúrico pelo processo de contato, é utilizado o enxofre como matéria prima para obtenção do SO₂.

Os elementos informativos, a seguir apresentados, fornecem, primordialmente, uma apreciação geral sobre as fontes e características básicas dessa matéria prima.

2.1 MATÉRIAS PRIMAS

Além do enxofre natural, que ocorre em depósitos subterrâneos dos quais é extraído pelo processo "Frasch", esse elemento químico pode ser obtido pela oxidação do gás sulfídrico (H₂S) existente nos efluentes gasosos de diversas instalações industriais, notadamente refinarias de petróleo, e no gás natural ácido, mediante aplicação do processo "Claus".

No processo "Frasch", o enxofre é obtido com pureza entre 99 e 99,9%, sem traços de arsênico, selênio ou telúrio. As impurezas presentes são normalmente constituídas por pequenas quantidades de cinzas e ácido sulfúrico, e também de traços de óleo ou material carbonoso, nos caso em que o depósito de enxofre está localizado perto de poços de petróleo.

Quando a concentração de óleo ou material carbonoso não ultrapassa a contratação de 0,02%, o enxofre é denominado tipo "Bright". Para maiores teores dessa impureza, cujo limite superior atinge 1%, o enxofre é comercializado como tipo "Dark" denominação decorrente da coloração escura que o material adquire com tal índice desses contaminados.

O enxofre produzido pelo processamento de gás natural ou de refinarias de petróleo - tem contribuído, nos últimos anos, com substancial parcela da oferta mundial dessa matéria prima. O emprego do processo Claus aos efluentes gasosos anteriormente referidos permite produzir enxofre com grau de pureza superior ao material obtido pelo processo Frasch.

As características e a concentração de impurezas presentes no enxofre merecem especial atenção, face aos efeitos que determinam sobre o investimento e os custos de operação da instalação produtora de ácido sulfúrico.

O enxofre tipo "Bright" é usualmente fornecido sob a forma de grãos amarelos, brilhantes e frágeis, com até 20 cm de comprimento. Durante o transporte para o local de consumo, o material sofre um ulterior degradação, permitindo que seu manuseio seja efetuado por pás carregadeiras, correias transportadoras ou pás manuais.

Atualmente existe uma tendência a transportar e armazenar o enxofre sob forma de escamas ou em estado líquido, a fim de minimizar perdas e reduzir os problemas de poluição atmosférica.

Para obtenção do SO₂, o enxofre sofre um processo de combustão, no qual são utilizados, como agentes comburentes, o oxigênio ou, mais comumente ar previamente submetido a uma operação de secagem com ácido sulfúrico.

Tal operação de secagem visa basicamente a impedir a formação de ácidos sulfurosos ou sulfúrico, mediante reação do SO₂ e do SO₃ com a umidade do ar nas tubulações e equipamentos da unidade não protegidos para suportar a agressividade química desses produtos.

A utilização de oxigênio em lugar de ar seco, no processo de combustão do enxofre, proporciona as seguintes vantagens:

- redução considerável das dimensões dos equipamentos da instalação
- diminuição substancial de gases residuais poluentes, com consequente aumento de eficiência global do processo.

Em contrapartida a essas vantagens, a utilização de enriquecimento de oxigênio na combustão do enxofre exige o emprego de materiais especiais, e conseqüentemente mais caros, para a fabricação de equipamentos, que os exigidos quando é utilizado ar seco na referida reação de combustão. A exigência de materiais mais nobres, na alternativa de uso de oxigênio é devida aos níveis mais elevados de temperatura em que se processa a combustão do enxofre.

Computados os efeitos favoráveis e desfavoráveis, tanto sob o aspecto investimento quanto no de custos de operação, a alternativa de uso de ar seco na reação de combustão do enxofre é via de regra, mais econômica que a utilização de oxigênio.

O uso de oxigênio somente é praticado em condições especiais, representadas basicamente pela existência de disponibilidade desse gás, como produto marginal, nas proximidades da unidade de ácido sulfúrico, especialmente em plantas do tipo metalúrgico.

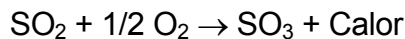
2.2 REAÇÕES QUÍMICAS

Conforme anteriormente referido, a produção de ácido sulfúrico pelo processo de contato envolve, como primeira etapa, a obtenção de SO₂, indicada esquematicamente pela seguinte equação.



Esta reação ocorre em uma câmara, onde o enxofre é vaporizado pelo próprio calor da combustão. No estado gasoso, o enxofre reage com ar, elevando a temperatura do meio reacional a 1 000 °C, aproximadamente.

A mistura gasosa efluente da câmara ou forno de combustão, contendo N₂, O₂, SO₂ e pequenas quantidades de SO₃, é resfriada e alimentada ao conversor, onde em meio catalítico ocorre a reação de oxidação do SO₂, representada pela seguinte equação:



Esta reação é reversível, sendo o seu equilíbrio e velocidade, função dos seguintes fatores:

- Temperatura
- Pressão
- Relação O₂/SO₂
- Concentração de SO₃

A temperatura influi diretamente na constante de equilíbrio e na velocidade da reação. O equilíbrio da reação de conversão varia com a temperatura, de acordo com as seguintes relações:

$$\log K_p = A + \frac{B}{T}$$

$$K_p = \frac{(\text{PSO}_3)}{(\text{PSO}_2)\sqrt{(\text{PO}_2)}}$$

Onde: K_p = Constante de equilíbrio

T = Temperatura absoluta

PSO₃ = Pressão parcial de SO₃

PSO₂ = Pressão parcial de SO₂

PO₂ = Pressão parcial de O₂

As referidas relações permitem deduzir que quanto menor a temperatura, maior será o valor de K_p e, conseqüentemente, maior a pressão parcial ou concentração de SO₃ no equilíbrio.

A velocidade da reação, por sua vez, é favorecida pela elevação de temperatura, como indicado pelas relações seguintes:

$$r = k C_{\text{SO}_2}^a \times C_{\text{O}_2}^b$$

$$k = k_0 e^{\left(\frac{-E_a}{RT}\right)}$$

Onde: r = velocidade da reação

k = constante de velocidade

C_{SO₂} = concentração de SO₂ (g/litro)

C_{O_2} = concentração de O_2 (g/litro)

a = ordem da reação em relação ao SO_2

b = ordem da reação em relação ao O_2

K_O = fator de frequência

e = n°. de Nepler

E_a = energia de ativação

R = constante universal dos gases

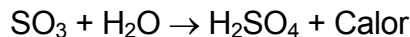
O efeito da pressão sobre o equilíbrio da reação de conversão do SO_2 a SO_3 pode ser constatado pela observação da relação volumétrica entre os produtos e os reagentes da reação. Como a referida relação volumétrica é inferior à unidade (1 vol de produto para 1,5 vol de reagentes), o que indica contração de volume no processo reacional, o acréscimo de pressão provoca um deslocamento do equilíbrio no sentido de favorecimento de maior formação de SO_3 .

A elevação da pressão do meio reacional proporciona também maior velocidade da reação de oxidação do SO_2 , na medida em que concorre para aumentar as concentrações do SO_2 e do O_2 . Como tais concentrações, como indicado na equação representativa da velocidade da reação, são expressas em termos de peso dos reagentes (g) por volume total da massa gasosa (l), o aumento de pressão, ocasionando redução do volume global dos gases, acarreta, em contrapartida, elevação das concentrações dos referidos reagentes.

A influência da relação O_2/SO_2 é exercida através de duas ações em oposição. O oxigênio presente no meio reacional favorece a velocidade de reação e a desloca no sentido de formação do SO_3 . Por outro lado, a presença do nitrogênio do ar usado na combustão do enxofre provoca diluição dos reagentes, ocorrência que ocasiona efeito negativo tanto na velocidade de reação, como no equilíbrio.

A concentração de SO_3 no meio reacional atua como um freio à velocidade da reação, que tende para zero quando a referida concentração se aproxima daquela definida pelas condições de equilíbrio da reação. Atingida tal condição, o prosseguimento da reação, mantidas constantes as demais variáveis de processo, demanda a remoção do SO_3 do meio reacional. Com a adoção de tal medida, o sistema tende a um novo equilíbrio, através de nova formação de SO_3 .

A última reação do processo envolve a absorção do SO_3 formado na reação de oxidação catalítica do SO_2 . Para absorver o SO_3 , a massa gasosa efluente do conversor é borbulhada em uma ou mais torres recheadas, em contra-corrente com ácido sulfúrico. A água de diluição presente no agente absorvente reage com SO_3 , como indicado pela seguinte equação:



2.3 ESTÁGIOS BÁSICOS

A produção de ácido sulfúrico pelo processo de contato, utilizando as matérias primas anteriormente definidas, envolve os seguintes estágios básicos:

- Purificação e Combustão do Enxofre
 - Conversão do SO_2
 - Absorção do SO_3
- Purificação e Combustão do Enxofre

Neste estágio, são procedidas inicialmente as operações de fusão, sedimentação e filtração do enxofre, com a finalidade de remover as impurezas presentes no material.

As impurezas afetam sensivelmente a eficiência do processo, e considerável atenção deve ser dispensada ao processo de sua remoção, que dependerá do tipo, teor e solubilidade dos contaminantes no enxofre.

As impurezas solúveis no enxofre são constituídas geralmente por óleo, gases, arsênico, selênio e o telúrio. O arsênico se apresenta sob a forma de sulfeto, enquanto o selênio e o telúrio aparecem no estado elementar. Por ser a remoção destas impurezas uma operação difícil e onerosa, envolvendo inclusive a destilação do enxofre, a eliminação desses contaminantes não é normalmente efetuada.

As impurezas insolúveis no enxofre, como umidade, ácido e materiais sólidos, são mais facilmente removíveis. A umidade proveniente da chuva, quando presente nos gases de combustão, combina-se com o SO_3 gerando no processo produzindo vapores de H_2SO_4 . Tais vapores são indesejáveis, face à ação corrosiva que exercem sobre os equipamentos e tubulações da unidade, quando condensados. A remoção da umidade ocorre normalmente no tanque de fusão de enxofre, onde as condições de temperatura (em torno de 120°C) possibilitam a vaporização da água.

As partículas sólidas incorporadas ao enxofre pelo vento e pela chuva, se não removidas, são arrastadas através da instalação pelos gases efluentes do forno de combustão de enxofre. Estas cinzas, que o tempo são acumuladas tanto na câmara de combustão de enxofre. Estas cinzas, que com o tempo são acumuladas tanto na câmara de combustão como nos leitos do catalisador do conversor, reduzem a vida útil do catalisador e aumentam a perda de carga no sistema.

A separação das cinzas pode ser realizada por dois métodos clássicos, denominados sedimentação e filtração.

O primeiro é normalmente procedido em reservatório solidários ao tanque de fusão, de onde o enxofre líquido flui por gravidade. As partículas sólidas tendem a depositar-se no fundo dos reservatórios, enquanto o enxofre sobrenadante é bombeado para processamento. O tempo de residência do enxofre nestes reservatórios depende basicamente do teor de cinzas presente.

Em 24 horas, a quantidade de cinzas no enxofre baixa em 90%, enquanto em 48 horas o teor é reduzido em 98%.

O segundo método de remoção de partículas do enxofre fundido envolve o uso de filtros sob pressão. Tal método foi inicialmente aplicado em instalações nas quais as condições de recebimento e armazenagem do enxofre acarretavam a contaminação do material com substanciais quantidades de impurezas firmemente divididas, não suscetíveis de remoção nos tanques de sedimentação.

Atualmente, a maioria das instalações de produção de ácido sulfúrico adota o sistema de filtração em combinação com a sedimentação, o que permite atingir um grau de remoção de cinzas, a níveis de 20 a 50 ppm que propicia longos períodos de operação do conversor em condições favoráveis de eficiência.

A remoção do ácido presente no enxofre não representa um problema sério. Normalmente, o ácido é absorvido pela cinza, sendo removido com ela no processo de sedimentação ou filtração. A adição de cal ao tanque de fusão neutraliza o ácido, evitando assim os problema de corrosão.

O enxofre queima facilmente acima de 250 °C em presença de excesso de ar, produzindo uma chama azul e desprendendo calor. Nas unidades de ácido sulfúrico, esta reação é desenvolvida em uma câmara isolada termicamente, denominada forno de enxofre. Os processos de contato requerem um gás com uma vazão e concentração de SO₂ constantes. O projeto do forno deve ser suficientemente flexível para permitir a operação sob condições diversas, de acordo com as necessidades de processamento da unidade. Normalmente, a escolha do tipo recai sobre um modelo de baixo custo e de fácil operação e manutenção.

Antes do estágio de conversão, pequenas quantidades de SO₃ são formadas tanto na operação de combustão como ao longo das tubulações, onde a presença de óxido de ferro catalisa a oxidação do SO₂. Este trióxido de enxofre reage com as moléculas de água presentes no gás, originandas da combustão de hidrocarbonetos contaminantes do enxofre, produzindo ácido sulfúrico. De modo a evitar a condensação destes vapores, os fornos devem operar sob regime contínuo, evitando assim que a temperatura caia a um nível inferior do ponto de orvalho dos gases efluentes da combustão do enxofre.

As unidades de ácido sulfúrico que utilizam o processo de contato operam com uma concentração de SO_2 na saída do forno dentro da faixa de 8-12% em volume. Operando a 12%, a quantidade de ar diluente é menor, e, conseqüentemente o gás efluente atinge uma temperatura maior. Tal condição é favorável na medida em que implica em um melhor gradiente de temperatura para a geração de vapor d'água. Outra vantagem em operar com uma alta concentração de SO_2 é representada pelo menor volume de gás a ser movimentado ao longo da instalação.

A operação de um forno em condições que conduzem a elevadas concentrações de SO_2 no efluente gasoso, traz porém certos inconvenientes, dos quais o mais importante está relacionado com o fato de se desenvolverem elevadas temperaturas nos leitos do conversor. Estas temperaturas além de afetarem a vida útil do catalisador prejudicam o desenvolvimento da oxidação do SO_2 .

Outra consequência desfavorável da obtenção de gases com alto teor de SO_2 reside na presença de enxofre sublimado na massa gasosa, causada por combustão incompleta do enxofre.

No forno, a operação de combustão de enxofre é processada em duas etapas. primeiramente, o enxofre líquido vaporiza-se por absorção do calor contido na câmara, para depois reagir com o oxigênio do ar formando SO_2 . De acordo com a forma de vaporização do enxofre, os fornos podem ser classificados nos seguintes tipos:

- piscina
- cascata
- atomizador

No primeiro tipo, o enxofre é vaporizado pela ação do calor sobre o enxofre líquido contido em uma ou mais piscinas situadas no interior do forno. Como a alimentação é realizada através de adição contínua de enxofre sólido, torna-se extremamente difícil manter uma vazão de gás constante a uma concentração definida. Por esta razão, este tipo de forno não se adapta ao processo de produção de ácido sulfúrico.

No segundo tipo, o enxofre líquido flui em forma de cascata, vaporizando-se por absorção do calor nas paredes e partes internas do forno. Este tipo aplica-se especialmente às unidades de ácido sulfúrico de pequena capacidade, que operam com enxofre de baixo índice de pureza.

O terceiro tipo de forno caracteriza-se pela vaporização do enxofre sob a forma de uma nuvem de minúsculas gotículas suspensas na massa gasosa. Este tipo, é o mais utilizado atualmente em unidades de ácido sulfúrico.

O enxofre é atomizado através de um ou mais orifícios localizados junto à entrada de ar. Estes orifícios conhecidos como "canhões de enxofre", são encamisados, de modo a permitir a circulação de vapor d'água que mantém o enxofre aquecido na temperatura de atomização (125-140 °C), e evita superaquecimento do canhão.

A atomização do enxofre pode ser provocada pela própria queda de pressão do material através do orifício ou pela ação de um agente atomizante, como vapor d'água ou ar comprimido.

O primeiro modelo é mais comumente adotado devido à sua simplicidade e baixo custo. Os orifícios deste tipo de canhão são suficientemente largos para permitir a passagem das cinzas sem interferir no fluxo de enxofre. Tal modelo é plenamente satisfatório para unidades que processam mais de 10 t de enxofre por dia, exigindo apenas a troca de orifícios, quando a vazão de enxofre varia em mais de 35%.

O ar comprimido seco é bastante usado em unidades mais modernas, onde um melhor resultado atomizante é obtido dentro de uma faixa de operação mais ampla do que o atingido com o modelo de atomização por queda de pressão do enxofre.

- Conversão do SO_2

Neste estágio, o gás resultante da combustão de enxofre passa através de uma massa catalítica onde o SO_2 é convertido a SO_3 .

No desenvolvimento dos processos de contato, vários materiais foram testados experimentalmente como catalisadores da reação de oxidação do SO_2 . Destes, somente três chegaram a ser utilizados comercialmente: platina, óxido de ferro e pentóxido de vanádio.

Os dois primeiros, notadamente a platina, foram usados até a 1ª Guerra Mundial, quando na Alemanha foi introduzido o uso de pentóxido de vanádio. A partir de 1920, praticamente todas as instalações produtoras de ácido sulfúrico pelo processo de contato usavam este novo catalisador. Entre os fatores que provocaram esta mudança podem ser destacadas os seguintes:

- Extrema sensibilidade da platina a envenenamento por impurezas presente nos gases de combustão do enxofre, condição que exigia dispendiosas operações de purificação da alimentação do conversor, e
- Alto custo da platina em relação ao pentóxido de vanádio.

Embora a platina seja mais ativa e requeira uma menor temperatura para dar início à reação de conversão durante as fases iniciais de operação, razões de natureza econômica conduziram à utilização exclusiva do pentóxido de vanádio como catalisador de reação de conversão do SO_2 a SO_3 .

Conquanto um extenso trabalho de pesquisa e experimentação tenha sido realizado no sentido de desenvolver um sistema de catalisador em leito fluidizado, para realização da reação de conversão do SO_2 a SO_3 . Embora uma instalação protótipo tenha sido desenvolvida na BAYER (Alemanha), os resultados atingidos até o presente não permitiram utilizar tal sistema em instalações industriais em escala comercial.

No projeto e operação de um sistema de oxidação catalítica de SO_2 , importantes aspectos devem ser considerados no que se refere às limitações do catalisador e à termodinâmica da reação.

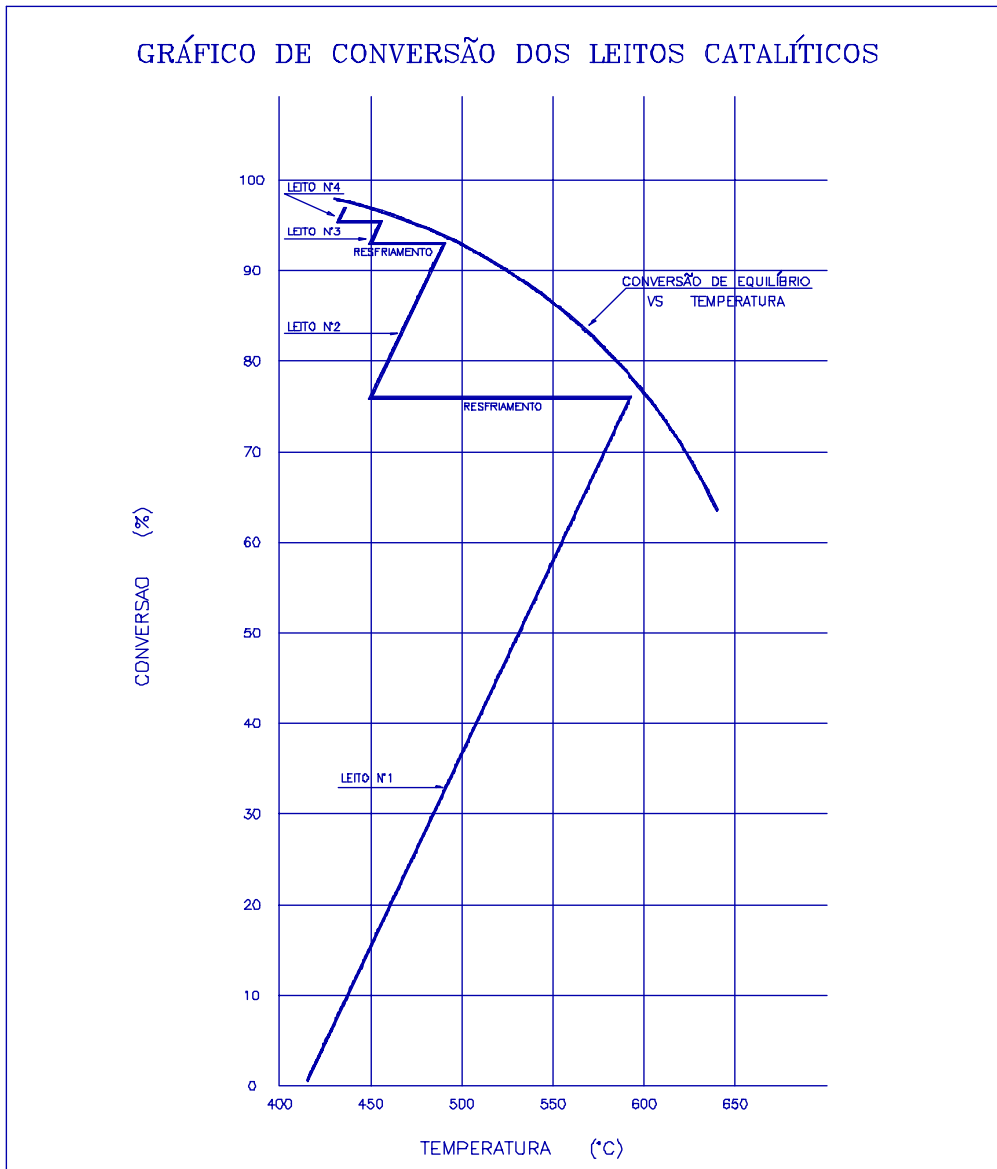
A reação de oxidação de SO_2 a SO_3 libera uma considerável quantidade de calor, o que provoca, em consequência, elevação da temperatura do meio reacional. Tal elevação de temperatura, como anteriormente referido, atua desfavoravelmente no sentido de formação do SO_3 , ou seja, reduz a geração do produto que se deseja maximizar.

Por outro lado, como a atividade do catalisador aumenta com a temperatura, uma operação que vise à maximização da produção de SO_3 requer um balanço apropriado entre os efeitos opostos da velocidade de reação e do equilíbrio químico.

Na prática, nos catalisadores convencionais a velocidade de reação é praticamente nula abaixo de 400°C . Nesta temperatura, o V_2O_5 torna-se insolúvel na massa fundida de pirossulfato alcalino presente no catalisador, ficando por este motivo desativado.

Desde 1947 a indústria de catalisador vem estudando o uso de céσιο como promotor de catalisadores de V_2O_5 . O céσιο evita a cristalização do V_2O_5 a 400°C , permitindo que o catalisador fique ativo a temperatura de até 360°C .

A quantidade de calor dissipada pela reação através dos leitos catalíticos eleva a temperatura do gás suficientemente para permitir que a conversão nas unidades típicas se aproxime do limite determinado pelo equilíbrio termodinâmico. Como o calor específico dos gases não varia substancialmente ao longo do processo de oxidação, é possível representar a evolução da reação de acordo com o Gráfico de Conversão dos Leitos Catalíticos apresentado a seguir:



A conversão final atingida está relacionada intimamente com considerações termodinâmicas, bem como a concentração inicial de SO_2 . Na referida figura, as linhas inclinadas, representam esquematicamente o percurso da oxidação adiabática através da massa catalítica. As inclinações destas linhas são determinadas pelo aumento médio de temperatura nos leitos, enquanto as linhas horizontais representam os resfriamentos procedidos entre os estágios de conversão.

No exemplo representado neste gráfico, é admitido que o volume de catalisador é suficiente para permitir atingir as condições próximas ao equilíbrio. Na prática, estabelece-se uma "aproximação ao equilíbrio" em percentagem de conversão, procedendo-se à interrupção da reação quando a taxa de conversão atinge valor igual a diferença entre a conversão de equilíbrio e a aproximação ao equilíbrio.

O principal agente envenenador do pentóxido de vanádio é a cinza proveniente do enxofre, que tende a depositar-se nos espaços vazios da superfície do catalisador. Ocasionalmente, este fenômeno é agravado pela presença de pequenas quantidades de sulfato férrico e ácido sulfúrico que bloqueiam a superfície do catalisador com uma massa praticamente impermeável. O ácido sulfúrico livre pode depositar-se por condensação, ocorrência provocada por um abaixamento de temperatura dos gases durante o início de operação ou parada da unidade. A presença de cloretos e fluoretos também prejudicam seriamente o catalisador ao reagirem com o V_2O_5 e com a sílica usada como suporte.

Altas concentrações de SO_2 podem elevar a temperatura da massa catalítica acima de 650°C danificando-a irreversivelmente. Na prática, são adotados os seguintes métodos para controlar as temperaturas nos leitos de catalisador dos conversores;

- Resfriamento direto
- Resfriamento indireto

No primeiro método, a queda de temperatura é provocada pela injeção no conversor de um gás frio, normalmente ar seco. Este sistema requer uma boa homogeneização do gás após a mistura, a fim de evitar a ocorrência de pontos de superaquecimento no leito catalítico. O uso de ar nesta operação apresenta como vantagem a introdução de uma nova quantidade de oxigênio, que proporciona aumento desejável da relação O_2/SO_2 . Devem-se considerar contudo, como fator limitante desta prática, a quantidade de nitrogênio introduzida no conversor que ocasionará diluição dos gases reagentes no meio reativo, ocorrência indesejável sob o ponto de vista de eficiência do processo, como anteriormente mencionado.

No resfriamento indireto, o calor gerado na reação de conversão, é removido do meio reacional, através de trocadores de calor, que podem estar fisicamente localizados dentro ou fora do conversor. Como meio de resfriamento é usada água, vapor d'água, ar ou gás de processo.

Água e vapor d'água são os agentes mais empregados, face ao interesse econômico de produzir o máximo de vapor d'água superaquecido, tanto para uso como elemento de acionamento das turbinas da unidade como para a utilização externa à instalação de ácido sulfúrico.

Outros processos utilizam de forma indireta o ar seco como meio de resfriamento das massas catalíticas. A introdução de ar quente no forno de enxofre proporciona um aumento na temperatura de saída dos gases de cerca de 200°C e, como consequência, um maior conteúdo de energia térmica para geração de vapor d'água, na mesma caldeira.

Em contrapartida a essa vantagem, temperaturas mais altas de operação do forno exigem a utilização de materiais de construção mais sofisticados.

Como anteriormente referido, a remoção de SO₃ do meio reacional provocam dos deslocamentos da reação no sentido de formar novas quantidades de SO₃. Com base neste conceito, os processo de obtenção de ácido sulfúrico podem ser classificados nos seguintes tipos:

- Contato ou Absorção Simples, e
- Contato ou Absorção Dupla

Na alternativa de simples contato, a alimentação do conversor atravessa os quatro leitos de catalisador sofrendo apenas resfriamento direto ou indireto. O equilíbrio estabelecido nessas condições permite atingir um rendimento de conversão de, no máximo, 98% havendo, portanto, uma perda de 2% de SO₂ não convertido.

Até a década de 60, o processo de simples contato foi largamente empregado. Como as instalações de produção de ácido sulfúrico existentes naquela época tinham uma capacidade de produção relativamente pequena, a quantidade de SO₂ lançado a atmosfera não representava um grande problema. Com o surgimento, contudo, de unidades de grande capacidade, a quantidade de SO₂ no gás efluente do conversor passou a representar um importante fator de poluição do meio ambiente.

A alternativa encontrada para solucionar tal problema foi a de aumentar a taxa de conversão de 98 para cerca de 99,7%, através da introdução de uma etapa intermediária de absorção do SO₃ produzido nos primeiros leitos catalíticos do conversor. Tal alternativa é denominada processo de contato duplo, ou mais propriamente de processo de dupla absorção.

- Absorção do SO_3

Neste estágio, o gás proveniente do conversor é borbulhado em contracorrente com ácido sulfúrico concentrado, através de uma torre recheada. O SO_3 presente nos gases reage com água de diluição do ácido, formando novas moléculas de ácido. A operação de absorção pode ocorrer uma ou duas vezes, conforme o processo empregado seja de contato simples ou de contato duplo.

Diversos fatores influem na eficiência da operação de absorção, sendo os mais importantes a temperatura, a concentração do ácido usado, a umidade do gás a ser absorvido e a distribuição de ácido no material de recheio da torre.

As baixas temperaturas favorecem a absorção, e como a pressão de vapor do ácido sulfúrico é função direta da temperatura, a quantidade de ácido vaporizada no gás diminui - com conseqüente aumento da eficiência da operação - à medida em que a absorção do SO_3 é conduzida à temperatura reduzida.

A experiência demonstra que absorção é mais eficiente, quando é empregado ácido sulfúrico entre 98 e 99% de concentração, como agente absorvente do SO_3 . Ácidos mais diluídos ou então a presença da umidade no gás provoca a formação de gotículas de ácido sulfúrico, que, arrastadas pela massa gasosa, representam um problema operacional de razoável gravidade, principalmente em unidade que utilizam o processo de duplo contato. As gotículas de ácido, com diâmetro em torno de 1 micron, característica que torna a sua separação extremamente difícil, atuam com núcleos de condensação dos vapores de ácido sulfúrico. Tal mecanismo é acentuado à medida que os gases cedem calor ao longo das tubulações, condição que proporciona crescimento das gotículas e conseqüente ação corrosiva sobre os equipamentos.

Para resolver este problema, são normalmente adotadas as seguintes soluções: remoção das gotículas de ácido por filtração e aquecimento dos dutos de gás, para evitar condensação dos vapores de ácido. Como a remoção total dessas gotículas é extremamente difícil e onerosa, procede-se, na prática, à uma separação parcial, cujo grau é basicamente definido por um balanço econômico, nos casos de unidades que operam segundo o processo de duplo contato, entre os custos dos cascos dos trocadores de calor do sistema conversor-torre de absorção primária e dos diversos tipos de filtros comercialmente disponíveis.

Outro importante fator que controla a eficiência da operação de absorção é a distribuição do fluxo de ácido sulfúrico sobre o recheio da torre. Este fator conhecido como "grau de molhamento", é medido em volume de ácido por unidade de área da seção transversal da torre, e deve oscilar entre um máximo, que é função da perda de carga do gás, e um mínimo ditado pela prática operacional.

Grande atenção foi dedicada ao estudo dos tipos de recheio utilizados em torres de absorção, existindo uma série de correlações empíricas que permitem calcular o diâmetro, altura e perda de carga nos referidos equipamentos, dentro de uma faixa de razoável precisão. O diâmetro da torre é determinado em função da perda de carga máxima econômica, que resulta do melhor balanço econômico entre o alto investimento e baixo custo operacional associados a torres de baixa perda de carga, e o baixo investimento conjugado ao alto custo operacional em torres que operam com uma alta perda de carga.

Os recheios mais comumente usados são Selas Intalox, de 2 a 3 polegadas de cerâmica e anéis bipartidos de 4, 6 e 8 polegadas.

Em uma torre idêntica à de absorção do SO_3 é procedida a secagem do ar atmosférico empregado na operação de combustão do enxofre e, também, em alguns casos, como agente resfriador dos gases processados no conversor catalítico.

Na operação de secagem, um soprador, normalmente acionado por uma turbina a vapor d'água, comprime o ar que borbulha em contra corrente com ácido sulfúrico concentrado, através do material de recheio da torre. Entre os fatores que controlam a eficiência da operação de secagem, a temperatura e a distribuição de ácido sobre o recheio têm destacada importância. A temperatura não deve ultrapassar 60°C , para evitar os inconvenientes de uma elevada pressão de vapor, tanto do ácido como da água. A grau de molhamento, como na torre de absorção, varia entre um valor mínimo, ditado pela prática, e um valor máximo, função de perda de carga da corrente de ar através da torre de secagem.

O ácido sulfúrico diluído pela umidade do ar é acumulado em um tanque, que recebe também o ácido proveniente da torre de absorção. Como o ácido de tanque de acumulação torna-se com o tempo cada vez mais concentrado, é necessário adicionar um diluente, de modo manter constante sua concentração. Este diluente pode ser água tratada ou ácido sulfúrico diluído.

Tanto a absorção como a secagem são operações exotérmicas, que liberando calor, aumentam a temperatura do ácido efluente das torres. De modo a manter constante a temperatura do sistema de circulação, o ácido é resfriado em trocadores de calor, por meio de água bruta à temperatura ambiente.

O ácido sulfúrico produzido pela unidade é continuamente bombeado, através de um sistema de resfriamento a água, para tanques de armazenagem, de forma a manter constante o nível de líquido no tanque de acumulação.

2.4 CARACTERÍSTICAS DO PRODUTO

O ácido sulfúrico obtido pelo processo de contato, com uso de enxofre tipo "Bright", como geradora do SO₂, apresenta as seguintes especificações típicas, expressas em concentração ponderal:

Concentração	- 98%
SO ₂	- 0,01% máximo
Arsênico	- 0,0004% máximo
Nitratos	- 0,001% máximo
Cl (HCl)	- 0,001% máximo
Fe	- 0,005% máximo
Hg	- 0,0001% máximo
Pb	- 0,01% máximo
Resíduo Fixo	- 0,08% máximo

2.5 EFLUENTES SECUNDÁRIOS

As unidades de ácido sulfúrico que utilizam a tecnologia de contato, utilizando enxofre como matéria prima, apresentam os seguintes efluentes secundários:

- Gases sulfurosos
- Resíduos sólidos da purificação do enxofre

Os gases sulfurosos, lançados à atmosfera, contém SO₂, SO₃, N₂, O₂, vapor d'água e gotículas de ácido sulfúrico.

Os resíduos da purificação do enxofre resultam da operação de filtração, na qual é utilizada terra diatomácea como meio filtrante, acrescidos das crostas removidas nas limpezas dos reservatórios de sedimentação e fusão do enxofre.

3. MODALIDADES DO PROCESSO DE CONTATO

A tecnologia de contato para a produção de ácido sulfúrico tem sido largamente estudada nas últimas décadas, com vistas ao aprimoramento do processo, através da introdução de melhorias na concepção, dimensionamento, condições de operação e disposição dos equipamentos. Diferentes modalidades tecnológicas foram concebidas, apresentando características próprias de rendimento, custo e flexibilidade operacional. Tais modalidades diferem, basicamente, na forma como a conversão do SO_2 a SO_3 é favorecida pela remoção do SO_3 do meio reacional, e mais, recentemente quanto ao nível de pressão em que conduzida a referida reação de conversão.

3.1 OBJETIVOS PRINCIPAIS

Os objetivos principais visados por qualquer modalidade de produção de ácido sulfúrico pelo processo de contato, através da combustão do enxofre, são os seguintes:

- Obter o máximo de conversão de SO_2 visando a melhoria do rendimento e diminuição do teor de gases sulfurosos lançados à atmosfera;
- Absorver o SO_3 através de um processo eficiente, evitando o lançamento de H_2SO_4 na atmosfera, e
- Produzir a máxima quantidade de vapor d'água, em condições apropriadas para consumo interno e externo à unidade.

Outros objetivos também importantes, procurados nas instalações industriais de produção de ácido sulfúrico, compreendem:

- Produção contínua ao nível da capacidade nominal da instalação, durante longos períodos de operação;
- Minimização dos custos de operação e de manutenção, e
- Operação segura e higiênica com o mínimo índice de poluição atmosférica.

Na prática, não é possível atingir o máximo de cada um dos objetivos isoladamente, seja por imposições do processo seja por limitações do projeto. As modalidades de processo utilizadas em instalações industriais de produção de ácido sulfúrico procuram atingir um grau de otimização global, através do balanceamento adequado dos objetivos específicos visados.

3.2 CARACTERIZAÇÃO

Os processos de contato podem ser caracterizados, quanto à combinação das operações de absorção e conversão, nos seguintes tipos:

- Simples Contato ou Simples Absorção
- Duplo Contato ou Dupla Absorção

A dupla absorção pode ser praticada segundo duas variantes, denominadas sistemas 2/2 e 3/1. Levando em consideração a pressão de operação da unidade, os processos podem ser ainda classificados como:

- Baixa Pressão
- Média Pressão

No primeiro, a unidade opera praticamente à pressão atmosférica, enquanto no segundo a pressão operacional varia entre 2 e 10 atmosferas, sendo usual a adoção do primeiro valor.

- Simples Absorção

Nesta modalidade, o dióxido de enxofre é oxidado através de uma série de quatro leitos de catalisador, com resfriamento entre os estágios do conversor.

Os gases efluentes do último leito catalítico são transferidos para uma única torre de absorção, onde ocorre a remoção do SO_3 contido na massa gasosa.

- Dupla Absorção

Como anteriormente mencionado, uma das formas de obter aumento da taxa de formação de SO_3 , na reação de oxidação do SO_2 , consiste na remoção, do meio reacional, do SO_3 gerado no processo. Embora esta prática inviável em forma contínua, ela pode ser aplicada em conversores multi-estágios, nos quais o gás é removido, após a passagem através de um ou mais estágios. O SO_3 formado é, então, absorvido em ácido sulfúrico, enquanto o gás, com uma relação SO_2/SO_3 mais favorável aos objetivos do processo retorna ao conversor, para a nova etapa de oxidação.

Conquanto os princípios básicos deste processo fossem conhecidos de longa data, somente nos últimos anos, com o surgimento de instalações de grande capacidade, e das regulamentações de controle de poluição atmosférica, passaram as indústrias de ácido sulfúrico a utilizar esta modalidade de processo, que requer maior investimento e apresenta custo de operação mais elevado.

Basicamente, as diferenças entre as modalidades de simples e duplo contato residem na etapa de absorção intermediária, ou mais especificamente na inclusão de outra torre de absorção, de outro sistema de circulação de ácido, e dos necessários resfriadores intermediários para a troca de calor entre gases circulantes no sistema conversor - torre de absorção primária. Quanto aos demais equipamentos, existem pequenas variantes entre as diversas modalidades, que estão adiante descritas.

A exigência de instalação de trocadores de calor no circuito de gases do sistema conversor - torre de absorção primária decorre da necessidade de proceder a um abaixamento de temperatura - da ordem de 200 °C - da massa gasosa efluente do conversor, de modo a permitir sua introdução na referida torre de absorção. O conjunto de trocadores de calor opera de modo que o resfriamento da alimentação da torre de absorção primária proporciona o aquecimento dos gases que retornam dessa torre para o conversor.

A necessidade de mais um sistema de circulação de ácido é devido à presença de SO₂ no ácido efluente da torre de absorção intermediária. Nas modalidades do processo de simples contato esta quantidade é desprezível face à baixa concentração de SO₂ nos gases efluentes do conversor. No processo de dupla absorção 2/2, contudo, a concentração de SO₂ presente nos gases que deixam os estágios intermediários do conversor é maior, e conseqüentemente a absorção do SO₂ pelo ácido circulante na torre de absorção primária também é maior.

Para evitar que o ácido sulfúrico produzido apresente esta contaminação, as unidades que utilizam os processos de dupla absorção costumam ter dois sistemas independentes de circulação de ácido. O ácido efluente da torre de absorção intermediária circula através de um tanque comum, com a torre de secagem. O SO₂ presente neste ácido é removido pelo efeito de borbulhamento de ar através da torre de secagem, sendo reaproveitado ao entrar no forno de enxofre junto com o ar de combustão. Um segundo tanque é utilizado na torre de absorção final, de onde é retirado o ácido produzido pela unidade.

Como anteriormente indicado, os processos de duplo contato podem ser classificados em dois sistemas denominados 2/2 e 3/1, conforme o estágio de absorção intermediária ocorra após o segundo ou terceiro leito catalítico do conversor. O sistema 2/2, tem sido muito difundido por suas vantagens no tocante à investimento em função do menor custo dos trocadores de gás, em relação ao sistema 3/1. Entre as vantagens mais importantes do sistema 2/2 podem ser citadas as seguintes:

- A temperatura do gás na saída do segundo leito é mais alta que a do terceiro leito. Em consequência, tendo que ser ambos resfriados a uma temperatura que permita alimentar a torre de absorção primária, no primeiro caso haverá maior disponibilidade de energia, a qual, sendo maior do que a necessária para o reaquecimento do gás que retorna ao conversor, permite a inclusão de um economizador, para o aproveitamento deste adicional de energia. Outra consequência deste fato é que os trocadores intermediários, dispendo de um melhor gradiente de temperaturas, requererão uma menor superfície de troca de calor.
- A temperatura dos gases que saem do lado frio dos trocadores de calor intermediários é mais alta e, conseqüentemente, o gás que retorna da torre de absorção primária para o conversor encontrará as paredes metálicas do casco dos referidos trocadores de calor a uma temperatura mais desfavorável à ocorrência indesejável de condensação de gotículas de H_2SO_4 .
- A conversão nos leitos 3 e 4 é mais bem distribuída, ou seja, quando o gás retorna ao conversor tem ainda dois estágios a percorrer, o que permite atingir uma maior conversão no terceiro leito em relação aquela alcançada no sistema 3/1. Conseqüentemente, o quarto estágio será menos exigido, como também mais facilmente controlada sua temperatura, por resfriamento indireto.
- O aumento de temperatura e a concentração do ácido circulante nas duas torres de absorção ficam melhor distribuídos. Embora tal circunstância não altere a conversão final, esta melhoria de distribuição facilita o projeto hidráulico das torres, permitindo a escolha de um "grau de molhamento" do recheio mais eficiente.

Em contrapartida o processo 2/2 apresenta uma limitação em relação a emissão de SO_2 quando comparado ao processo 3/1. A capacidade elevadas acima do valor nominal, com a concentração de SO_2 acima de 10,5% ocorre uma relação O_2/SO_2 desfavorável para a reação catalítica.

Nestas condições, os dois primeiros leitos não são suficientes para garantir uma conversão mínima de 85%. Com isto, o teor de SO_2 que retorna da absorção intermediária é superior a 1,5%, tornando assim o processo de dupla absorção menos ineficiente.

A elevada concentração de SO_3 formado nos dois últimos leitos passa a afetar a condição de equilíbrio da reação, e a inibir a conversão de SO_2 , dificultando assim a eficiência destes leitos catalíticos.

Já no processo 3/1, os 3 primeiros leitos são capazes de converter 95% do SO_2 , reduzindo assim o teor de SO_2 que retorna da absorção intermediária a cerca 0,5%, valor este que não compromete a eficiência do último leito, tornando assim o processo 3/1 melhor para garantir baixas emissões mesmo quando a planta opera a altas capacidades.

- Baixa Pressão

Até recentemente, as unidades de simples e de dupla absorção eram projetadas para operar a baixa pressão, suficiente apenas para vencer a perda de carga intrínseca do sistema. Com uma pressão de descarga do soprador, em torno de 4000 mm de coluna de água, estas unidades liberam os gases efluentes do processo a uma pressão ligeiramente superior à atmosférica.

- Média Pressão

Como anteriormente discutido, a elevação da pressão operacional do conversor desloca o equilíbrio da reação de oxidação do SO_2 , no sentido de favorecer a formação do SO_3 , bem como proporciona aumento da velocidade da reação. Com base neste princípio, novos processos foram desenvolvidos nos anos 70, de forma a aproveitar o efeito favorável da elevação da pressão de operação.

Tal prática resulta na obtenção de excelentes resultados na conversão final do SO_2 , os quais atingem valores de 99,85%, nos processos de dupla absorção, e 99,0% nos processos de simples absorção. Além de diminuir a quantidade de SO_2 lançada ao ar, os processos de média pressão, operando em torno de 5 atmosferas, requerem um equipamento substancialmente menor. Acima de 10 atmosferas, contudo, a operação torna-se inviável, devido às exigências de maior espessura de parede dos equipamentos.

Os principais problemas dos processos praticados à média pressão ocorrem na operação de vaporização do enxofre, durante a etapa de combustão, e na formação de névoa de ácido nos gases efluentes da operação de absorção.

A vaporização do enxofre, dificultada pelo nível de pressão em que opera o forno de combustão, requer o uso de queimador especial, de modo a garantir desempenho eficiente na etapa de obtenção do SO_2 .

A remoção de névoa de ácido mais facilmente a pressões maiores que a atmosférica, em decorrência da elevação do ponto de orvalho dos gases de processo com o aumento de pressão, exige a utilização de filtros mais eficiente que o empregado nas unidades que operam a baixa pressão.

Nos processos praticados à média pressão, cerca de 67% da energia requerida para a compressão são fornecidos através de redução de pressão dos gases efluentes da instalação.

Este processo foi abandonado a partir de 1973 com o aumento dos custos de energia gerados com a primeira crise do petróleo.

3.3 APRECIACÃO GERAL

Como anteriormente referido, a produção de ácido sulfúrico pelo processo de contato, com utilização do enxofre como matéria prima, pode ser praticada segundo distintas modalidades, as quais, entretanto, apresentam diversos aspectos básicos comuns, cuja apreciação é apresentada a seguir.

- Preparação das Matérias Primas

Os processos de contato não diferem muito entre si quanto à estruturação do sistema de fusão, sedimentação e filtração do enxofre. Basicamente este sistema pode ser descrito como segue.

O enxofre sólido alimenta continuamente ou em bateladas um tanque de fusão aquecido por serpentinas de vapor d'água. Através de agitação, normalmente mecânica, o enxofre líquido age como meio de transferência de calor entre as superfícies de aquecimento e o enxofre sólido. alguns processos usam ar ou vapor d'água como meio de agitação. O primeiro apresenta o inconveniente de provocar incêndio do enxofre, enquanto o segundo ocasiona a introdução de água no material fundido, ocorrência que além de promover a emissão de intensa fumaça tóxica, acarreta acentuada corrosão das serpentinas de aquecimento e das estruturas metálicas vizinhas do tanque de fusão. A viscosidade do enxofre líquido sofre sensíveis variações com a temperatura. Após a fusão, a viscosidade diminui à medida que temperatura cresce, até 160 °C. A partir desta temperatura, viscosidade aumenta bruscamente até atingir seu valor máximo a 188 °C. Acima desta temperatura, até que seja atingido o ponto de ebulição do enxofre, a viscosidade diminui de forma contínua.

A ocorrência de tais variações de viscosidade representa importante elemento de influência na elaboração do projeto e na fixação das condições de operação do sistema de fusão. A temperatura das superfícies de contato com o enxofre deve oscilar entre 149 e 157 °C, de modo a evitar os efeitos indesejáveis do aumento de viscosidade do material fundido. entre tais efeitos, pode ser citado o de aderência do enxofre excessivamente viscoso às superfícies de aquecimento, ocorrência que provoca sensível redução da taxa de transferência de calor.

Como a transferência de calor, no processo de fusão do enxofre é na quase totalidade, devida ao efeito de convecção térmica, o tanque onde tal operação é conduzida requer a existência de um eficiente sistema de agitação mecânica, a fim de que seja assegurada uniforme e adequada distribuição de calor na massa do material a fundir.

Uma vez fundido, o enxofre transborda para o tanque de que, usualmente, proporciona um tempo de residência de algumas horas. Deste tanque, o enxofre é bombeado através de um filtro para o tanque de enxofre filtrado. Os filtros normalmente utilizam terra diatomácea como agente auxiliar de filtração, que forma nas placas do filtro uma camada de retenção das cinzas. Após certo tempo de uso, a perda de carga do sistema de filtração aumenta, o que requer uma interrupção da operação, para remoção da torta do filtro e a preparação de nova camada filtrante. Em condições normais de trabalho, o ciclo de operação do filtro apresenta uma duração de 12 horas. A mistura da terra diatomácea com o enxofre, para a preparação de camada filtrante, é realizada normalmente em um pequeno tanque, dotado de agitador mecânico e de serpentinas de aquecimento a vapor d'água.

Dependendo do teor de impurezas presentes no enxofre, certas modalidades do processo de contato, utilizam, dois filtros em série. Uma vez filtrado, o enxofre é acumulado em um reservatório semelhante ao de sedimentação, de onde é bombeado para o forno de combustão.

A operação de remoção da umidade do ar atmosférico, baseado no uso de ácido sulfúrico como agente desidratante é largamente empregada pelas diversas modalidades da tecnologia de contato. Através de uma torre de recheio do projeto idêntico ao da torre de absorção, o ar é borbulhado em ácido sulfúrico concentrado. A concentração do ácido no topo da torre pode variar, entre as diversas modalidades, dentro de uma faixa de 93-98%, sendo a última a mais comumente adotada pelos processos modernos.

- Combustão do Enxofre

Dentro de certos limites, a capacidade de uma unidade de ácido sulfúrico pode ser alteradas mediante variação da vazão ou da concentração do gás efluente do forno de combustão. Para que essa condição seja, contudo assegurada, é indispensável que o projeto forno de combustão permita a prática de tal flexibilidade operacional, basicamente representada por modificações controladas dos fluxos de enxofre e de ar seco que alimentam o referido equipamento.

Conforme anteriormente mencionado, os tipos de fornos de combustão normalmente utilizados em unidades de produção de ácido sulfúrico são os seguintes: cascata e atomizador.

Entre as vantagens do tipo cascata podem ser destacadas

- Maior flexibilidade de operação, podendo trabalhar entre 20 e 150% da sua capacidade nominal;
- Por não usar orifícios para provocar a vaporização do enxofre, possibilita a utilização de um enxofre de qualidade inferior.

- Devido à sua conformação geométrica, possui uma maior capacidade de armazenamento de calor, durante as paradas da unidade.

O tipo atomizador apresenta as seguintes vantagens em relação ao modelo cascata:

- Melhor desempenho em operação e altas concentrações de SO_2 , e
- Maior capacidade de queima de enxofre, o que favorece seu uso em grandes unidades de ácido sulfúrico.

- Conversão do SO_2

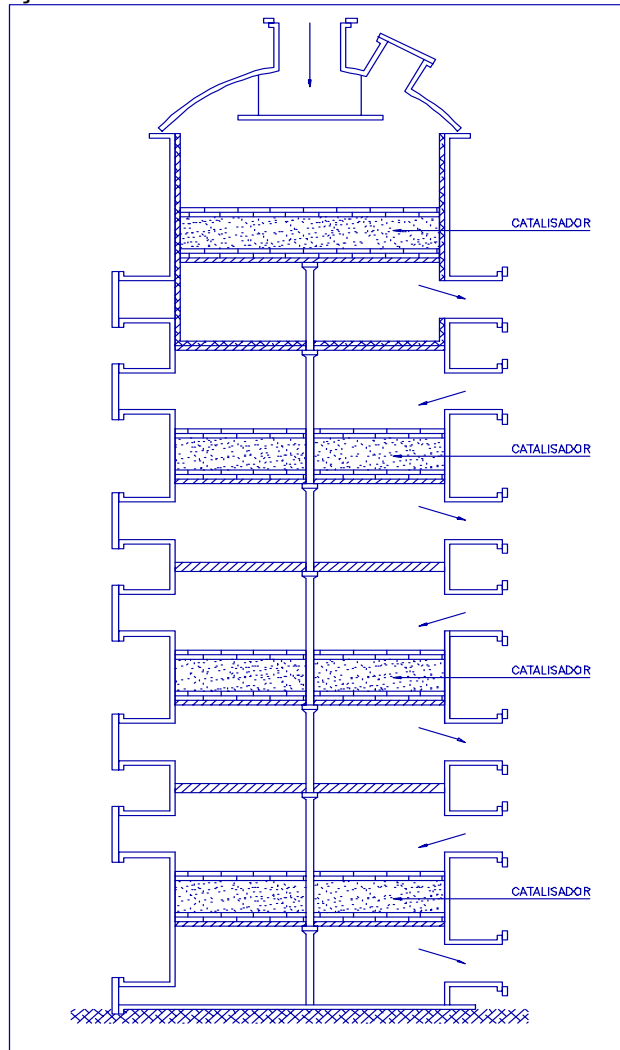
A oxidação do dióxido de enxofre é normalmente realizada em conversores verticais de quatro estágios. Algumas modalidades do processo chegaram a utilizar cinco leitos, obtendo vantagens do ponto de vista da conversão de SO_2 (Sistema 3/2). Um esquema simplificado de um conversor de quatro leitos está ilustrado na figura apresentada a seguir.

O gás entra pelo topo do conversor e atravessa o primeiro leito de catalisador. Devido às altas temperaturas desenvolvidas neste leito, as paredes do vaso são revestidas com um material isolante que protege a chapa metálica do equipamento. O catalisador normalmente anéis de 10 mm é suportado por um sistema de grelhas, fabricadas com ferro fundido. Uma fina camada de material inerte colocada sobre estas grelhas evita a passagem do catalisador para o leito inferior.

O referido material é também colocado sobre a primeira camada do catalisador, com finalidade de servir como elemento de retenção de eventuais cinzas carregadas pelo gás de alimentação do conversor. Algumas plantas utilizam uma camada de 100 mm de catalisador de 20 mm de diâmetro no topo do primeiro leito, para permitir uma melhor capacidade de retenção de cinzas e com isto alongar a campanha da unidade.

Na saída do primeiro estágio, o gás encontra a passagem bloqueada, obrigando-o a sair do conversor para o resfriamento intermediário. Retornando a uma temperatura mais baixa, o gás com aproximadamente 70% do SO_2 convertido, passa ao segundo leito de catalisador. De forma análoga, as conversões se efetuam nos leitos seguintes.

O diâmetro do conversor é determinado pela perda de carga de gás através dos leitos catalíticos. Normalmente esta queda de pressão não deve ultrapassar mais de 800 mm de coluna de água.



CONVERSOR TÍPICO DE 4 ESTÁGIOS (RESFRIAMENTO EXTERNO)

Especial atenção deve ser prestada ao dimensionamento dos bocais de entrada dos gases, com o objetivo de não permitir diferentes velocidades através do catalisador. As vazões de gás devem ser distribuídas de modo a evitar pontos de superaquecimento, que ocasionam redução da vida útil do catalisador .

O controle do progresso da reação é efetuado pelo nível de temperatura dos gases efluentes de cada estágio. Termopares são normalmente empregados para indicar e registrar as temperaturas dos gases que entram e saem dos leitos de catalisador.

Antes de receber a carga de catalisador, o conversor sofre um processo de aluminização interna, para a proteção da chapa metálica dos efeitos de corrosão.

Alguns conversores mais antigos dispõem de sistemas de resfriamento interno por onde circula água, ar ou vapor d'água. Estes sistemas podem estar localizados dentro do próprio leito de catalisador ou entre os estágios do conversor. Este último sistema, hoje muito pouco usado, apresenta as seguintes vantagens:

- economia do custo do casco do trocador de calor e das tubulações;
- economia no arranjo da unidade;
- menor perda de carga, e
- menor volume do conversor

Como desvantagens destacam-se:

- maior dificuldade para a manutenção dos tubos do trocador de calor;
- maior complexidade no projeto do conversor, e
- risco de vazamento de água sobre o catalisador.

- Absorção do SO₂ e Secagem do Ar

As torres de absorção e secagem são normalmente de construção idêntica. Com cerca de 3 metros de altura de recheio, estas torres dispõem de um eficiente sistema de canaletas para a distribuição do ácido sobre o material de recheio. O diâmetro é determinado pela perda de carga do gás através da torre. Os diversos tipos e tamanhos de recheio existentes permitem uma escolha flexível.

Para proteger a chapa de aço das torres, uma fina camada de teflon e um revestimento de tijolos anti-ácidos são normalmente empregados:

Os filtros de névoa de ácido sulfúrico são instalados normalmente no topo das torres de absorção, por economia de espaço. Quando o processo requer um filtro de maiores dimensões sua instalação é procedida separadamente da torre.

As torres de absorção e secagem são usualmente colocadas no topo da casa de controle da unidade, de forma a permitir que o líquido escoe das torres para o tanque de acumulação de ácido, no caso de uma perda de emergência da instalação.

Certas modalidades dos processos utilizam a própria torre como tanque de acumulação de ácido. Nesta concepção, a torre dispõe de reservatório lateral, para a instalação das bombas verticais de ácido sulfúrico.

- Geração de Vapor D'água

Especial atenção deve ser prestada às diversas alternativas usadas nos processos de contato, para a geração de vapor d'água. Tal circunstância resulta do fato de que o nível térmico e a quantidade do vapor produzido são importantes fatores que devem ser adequadamente consideradas na avaliação técnico-econômica de qualquer modalidade do processo de contato.

Não existe uma regra que indique uma configuração básica. Dependendo das necessidades do produto, o vapor gerado na unidade permite que o processo seja auto-suficiente, e use o excedente para gerar energia elétrica ou para exportar a outras unidades industriais.

No consumo interno da unidade, o vapor d'água é utilizado para fusão e aquecimento do enxofre e para o acionamento das turbinas acopladas, normalmente, ao soprador principal de ar e às bombas de alimentação de água das caldeiras de recuperação de calor.

A energia elétrica usada para a geração do vapor d'água provém das seguintes correntes de processo:

- Gás efluente do forno de combustão;
- Gás dos estágios intermediários do conversor, e
- Gás efluente do conversor.

Com estas energias estão disponíveis a diferentes níveis de temperatura, obtém-se, através de uso de caldeiras, superaquecedores e dessuperaquecedores, uma grande flexibilidade na escolha do nível de pressão do vapor d'água gerado e, conseqüentemente, do esquema de geração compatível com os requisitos e a política de utilidades do usuário.

- Resfriamento do Ácido

Como anteriormente descrito, o ácido sulfúrico circulante nas torres de absorção e secagem sofre um aumento de temperatura devido aos efeitos exotérmicos da formação e diluição do H_2SO_4 .

Os processos de contato retiram este calor do ácido através de trocadores resfriados a ar ou água. O uso de ar é muito recente e depende basicamente das condições ambientes do local escolhido para a unidade. A água tem sido largamente usada como meio resfriante, em sistemas abertos ou fechados, dependendo da disponibilidade de uma fonte abastecedora de água fria. Na ausência desta, uma torre de resfriamento de água deverá ser empregada. Nos processos mais antigos, a água é distribuída em forma de chuveiro sobre feixes de tubos de ferro fundido, por onde circula o ácido quente, sendo recolhida num reservatório, tipo piscina, e daí bombeada para o topo da torre de resfriamento.

Os tubos de ferro fundido podem ser do tipo normal "Schedule 80" ou então do tipo "Crane" com aletas internas que aumentam a superfície de contato do ácido.

As unidades mais modernas têm adotado o uso de trocadores do tipo casco e tubos, com proteção anódica, ou trocadores de placas construídas em Hasteloy C com juntas de VITON. Estes trocadores encontraram grande aceitação por proporcionarem uma grande economia de espaço, bem como, por dispensarem a bomba que transfere a água quente ao topo da torre de resfriamento.

- Regime Produtivo

As unidades de produção de ácido sulfúrico pelo processo de contato são normalmente projetadas para operar de forma contínua, durante 330 dias por ano, o que corresponde a um fator operacional da ordem de 92%.

- Tratamento e Descarga de Efluentes

Conforme anteriormente mencionado, são dois os efluentes secundários gerados nas unidades de ácido sulfúrico, ou sejam: resíduo sólido proveniente da purificação do enxofre e os gases sulfurosos lançados na atmosfera.

O resíduo da purificação do enxofre corresponde a uma mistura de enxofre, cinzas e terra diatomácea. Esta massa arenosa é usualmente removida do filtro de enxofre a cada 12 horas de operação. Ocasionalmente, é procedida a limpeza dos compartimentos de fusão e sedimentação. A remoção dos sólidos depositados no fundo desses compartimentos é realizada por adição de água fria, de modo a que seja produzida uma pasta de enxofre semifundida e água, que é removida dos compartimentos por meio de um guindaste de caçamba. A eliminação destes resíduos sólidos não acarreta dificuldades, face ao pequeno volume que é produzido. Comercialmente, este resíduo pode ser utilizado como carga na fabricação de fertilizantes fosfatados.

Especial atenção deve ser prestada, no entanto, aos gases liberados após a absorção, basicamente compostos de N_2 , O_2 , SO_2 , SO_3 e gotículas de ácido. O ácido líquido é normalmente removido por uma operação de filtração, enquanto os gases são dispensados no ar através de uma chaminé.

A operação de filtração é normalmente realizada com um filtro do tipo vela (Brink de alta eficiência), que utiliza o efeito de movimento Browniano, de captação de pequenas gotículas. O gás é forçado a passar pelas pequenas aberturas do filtro a baixas velocidades provocando o agrupamento das gotículas de ácido em gotas de tamanho maior, separáveis do gás.

Outros métodos, no entanto, podem ser empregados, como por exemplo a lavagem dos gases com soluções alcalinas. Na prática, contudo, não são utilizados devido aos altos investimentos e custos operacionais envolvidos.

A altura da chaminé é calculada de modo a que seja proporcionada uma dispersão tal do gás que assegure uma concentração de SO_2 , ao nível do solo não superior ao valor estabelecido pelas normas vigentes para o controle de emissão de gases poluentes. Existem correlações empíricas que permitem calcular a altura mínima da chaminé para que sejam satisfeitas tais normas, levando em consideração fatores como concentração de SO_2 no gás, velocidade do gás e temperatura do ar e dos gases.

- Controle Operacional

Para o eficiente desempenho da unidade, é necessária a manutenção de um estrito controle operacional nas diversas etapas do processo de contato. As áreas críticas de controle podem ser sumarizadas nos seguintes pontos:

- Temperatura do enxofre e do vapor de aquecimento, durante a etapa de fusão e filtração do enxofre;
- Vazão de ar de enxofre na etapa de combustão;
- Temperatura dos gases na entrada e saída dos leitos catalíticos do conversor, e
- Temperatura, concentração e vazão do ácido distribuído nas torres de absorção e secagem.

Os instrumentos a serem utilizados nas unidades de ácido sulfúrico exigem uma criteriosa seleção, devido ao caráter de agressividade química das correntes do processo.

3.4 ASPECTOS ECONÔMICOS

A estrutura do custo de produção do ácido sulfúrico pela tecnologia de contato indica uma acentuada participação do enxofre, a qual se situa entre 50 e 60%.

Tal constatação, agravada pela dependência de suprimentos externos dessa matéria prima, requer a utilização de processos que assegurem elevado rendimento operacional de conversão do enxofre, nas diferentes etapas de processamento.

A otimização do balanço energético da unidade, mediante adequado projeto do sistema de geração de vapor d'água e judicioso uso dessa utilidade contribuem para minimizar o custo de operação da unidade.

4. PROCESSO DE DUPLA ABSORÇÃO

Conforme anteriormente mencionado, o processo de dupla absorção pode ser praticado segundo duas variantes denominadas sistemas 2/2 e 3/1.

Os desempenhos de cada um dos referidos sistemas não diferem de forma substancial. De um modo geral, nas unidades que operam segundo o processo de dupla absorção, são requeridas as quantidades de matéria prima, produtos químicos, catalisador e utilidades, expressas em termos de consumo por tonelada de ácido sulfúrico a 100%, indicadas no quadro seguinte.

4.1 CONSUMOS TÍPICOS DE PROCESSO

DISCRIMINAÇÃO	UNIDADE	QUANTIDADE
<u>Matéria Prima</u>		
Enxofre (99,7%)	t	0,331
<u>Produtos Químicos</u>		
	kg	0,12
<u>Catalisador</u>		
	l	0,126
<u>Utilidades</u>		
Energia Elétrica	kWh	11,0
Vapor d'Água (7 kg/cm ²)	t	0,10
Vapor d'Água (35 kg/cm ²)	t	0,72
Água Tratada	m ³	1,31
Água de Processo	m ³	0,15
Água de Resfriamento	m ³	53,0

O consumo indicado para o enxofre está baseado em uma eficiência global de 98,6%, expressa em termos de alimentação de enxofre bruto, para o tanque de fusão, convertida a ácido sulfúrico.

O valor correspondente ao componente catalisador é aproximadamente, representativo da condição em que é vida útil da carga catalítica é prevista de ser cinco anos.

O consumo referente à água tratada, para utilização nas caldeiras de recuperação de calor, está baseado nas seguintes premissas:

- Geração de vapor d'água a 35kg/cm^2 e 316°C , à razão de 1,25 t/t de ácido sulfúrico expresso como produto a 100% de concentração.
- Retorno nulo de condensado.
- Purga ("blow down") de, aproximadamente, 5% da água que alimenta o sistema de geração de vapor d'água.

4.2 RENDIMENTOS DO PROCESSO

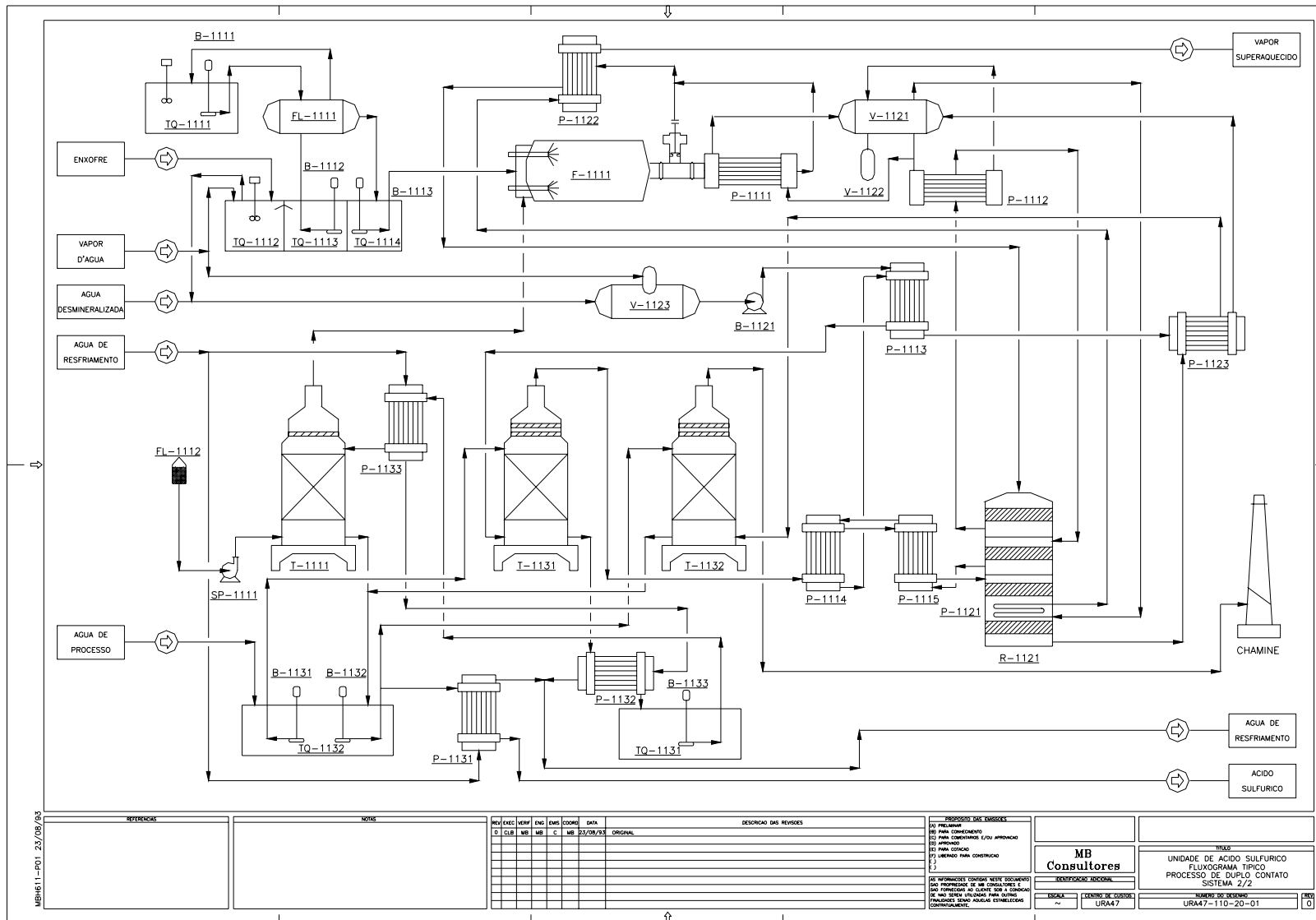
O rendimento do processo, no estágio de oxidação de SO_2 , é de 99,7%. Expresso em termos de conversão da alimentação de enxofre filtrado à ácido sulfúrico, o rendimento atinge 99,2%.

4.3 DESCRIÇÃO SUMÁRIA DO PROCESSO - SISTEMA 2/2

A produção de ácido sulfúrico a 98%, pelo processo de dupla absorção, sistema 2/2, utilizando enxofre elementar, em estado sólido, como matéria prima, compreende as seguintes operações básicas:

- Fusão e Combustão do Enxofre:
- Conversão Catalítica do Dióxido de Enxofre.
- Absorção do Trióxido de Enxofre.

O fluxograma típico, apresentado a seguir, fornece os elementos básicos sobre o referido processo.



MB11-1-01_23/09/99

REFERÊNCIAS	NOTAS

REV	EXEC	VERS	ENC	COORD	DATA	DESCRIÇÃO DAS REVISÕES
D	CLB	MB	MB	C	MB	23/09/99 ORIGINAL

REV	EXEC	VERS	ENC	COORD	DATA	DESCRIÇÃO DAS REVISÕES
D	CLB	MB	MB	C	MB	23/09/99 ORIGINAL

PROPOSTAS DAS QUISISSAS
 (1) PROPOSTA
 (2) PARA COMEÇAMENTO
 (3) PARA CONTINUAÇÃO E/OU AMPLIADA
 (4) APPROVADA
 (5) PARA COPIAR
 (6) UTILIZADA PARA CONSTRUÇÃO
 (7)

MB Consultores
 IDENTIFICAÇÃO SOCIETAL
 REGISTRO
 CATEGORIA DE CONTROL
 URA47

TÍTULO
 UNIDADE DE ÁCIDO SULFÚRICO
 FLUXOGRAMA TÍPICO
 PROCESSO DE DUPLO CONTATO
 SISTEMA 2/2
 NÚMERO DO DESENHO
 URA47-110-20-01
 ESCALA 1:0

- Fusão e Combustão do Enxofre

O enxofre bruto, estocado sob a forma sólida, é transferido em bateladas, por meio de pá carregadeira, do pátio de estocagem para um tanque de concreto, parcialmente aterrado, onde, na primeira seção, é aquecido até a temperatura de aproximadamente, 143°C, o que ocasiona sua fusão e conseqüente perda da umidade.

O enxofre bruto fundido escoava para outra seção do tanque, onde as impurezas mais densas são eliminadas por decantação. Dessa seção, o enxofre fundido é bombeado através de um filtro de telas metálicas recobertas com terra diatomácea, para retenção das partículas sólidas em suspensão na massa líquida. O enxofre filtrado é armazenado na última seção do tanque de concreto.

Todas as seções do tanque de enxofre são providas de serpentinas de aquecimento a vapor d'água, que fornecem o calor necessário para fundir o enxofre e manter sua temperatura na faixa de 135-155°C, a fim de facilitar seu escoamento.

O enxofre filtrado é bombeado do tanque até o forno, onde é queimado num maçarico especial, dando então origem à formação de dióxido de enxofre.

O ar de combustão é previamente desumidificado, a fim de evitar a formação de ácidos que atacariam o catalisador e provocariam corrosão nas paredes internas dos equipamentos.

A desumidificação do ar é realizada numa torre de secagem, onde a umidade do ar ambiente é substancialmente reduzida através da absorção da água por uma corrente de ácido sulfúrico a 98%, que circula em contra-corrente ao fluxo de ar.

O ar seco e o enxofre são injetados no forno em proporções ajustadas, de forma a produzir um gás contendo cerca de 11% de dióxido de enxofre, tendo o oxigênio e nitrogênio como diluentes.

Na queima do enxofre ocorre considerável liberação de calor, que eleva a temperatura dos gases de combustão a cerca de 1050°C, os quais necessitam ser resfriados a 430°C antes de alimentarem o conversor.

A energia térmica desses gases é aproveitada para gerar e superaquecer vapor d'água, num conjunto de equipamentos constituídos por duas caldeiras de recuperação de calor por um superaquecedor, operação que resfria a massa gasosa a 440°C.

O sistema de geração de vapor d'água é constituído de duas caldeiras de recuperação de calor, do tipo flamo-tubular, com câmara comum de vapor. A caldeira nº 1 resfria os gases provenientes da queima de enxofre e a caldeira nº 2 o efluente gasoso do 1º leito do conversor.

Parte do vapor d'água é utilizado na unidade, como meio de aquecimento, no sistema de fusão e aquecimento do enxofre e no desaerador e como agente de acionamento das turbinas do soprador de ar de processo e da bomba de água desaerada. O restante, em conjunto com o vapor d'água exausto das turbinas anteriormente referidas, é enviado ao sistema geral de distribuição de vapor d'água, para uso externo.

- Conversão Catalítica do Dióxido de Enxofre

O efluente gasoso do superaquecedor de vapor d'água, após resfriamento ao nível de 430°C e ajuste da concentração de SO₂ para valor em trono de 10%, por mistura com ar frio desumidificado, é admitido no conversor. Para garantir o controle efetivo da temperatura de admissão dos gases no conversor, parte da massa gasosa emergente do forno de combustão pode contornar a caldeira. Tal recurso permite regular a referida temperatura, nos casos em que o resfriamento dos gases que fluem através da caldeira é excessivo, situação que ocorre no início da campanha da unidade, quando a troca de calor é mais eficiente do que no final, em decorrência da inexistência de depósitos na superfície dos tubos da caldeira.

No conversor, o dióxido de enxofre é transformado em trióxido de enxofre, por reação com o oxigênio contido na massa gasosa, ao atravessar sucessivamente quatro leitos de catalisador de pentóxido de vanádio.

Cada leito de catalisador constitui um estágio independente de conversão, exigindo rígido controle da temperatura de alimentação. Como a oxidação do dióxido de enxofre é uma reação exotérmica, é necessário remover o calor gerado no processo, após a passagem dos gases em cada leito do conversor, para permitir o prosseguimento da reação no leito seguinte.

No primeiro estágio de conversão, substancial parcela de SO₂ contido nos gases é convertida a SO₃ e a temperatura da massa gasosa se eleva a cerca de 615 °C. Um sistema de selagem entre o primeiro e o segundo leitos catalíticos obriga os gases a deixarem o conversor e a escoarem para a caldeira nº 2, onde são resfriados a cerca de 432°C. Após esse resfriamento, os gases alimentam o segundo leito do conversor.

No segundo leito catalítico, ocorre adicional conversão do SO₂ a SO₃ e a temperatura dos gases se eleva a cerca de 515°C. O efluente gasoso desse estágio de conversão é resfriado sucessivamente em um conjunto de dois permutadores de calor e no economizador primário por troca térmica respectivamente, com os gases provenientes da torre primária de absorção e com a água de alimentação das caldeiras de recuperação de calor.

Após esse resfriamento, os gases alimentam a torre de absorção primária, onde o trióxido de enxofre contido na massa gasosa é absorvido por ácido sulfúrico a 98%.

O efluente gasoso da torre de absorção primária, contendo aproximadamente 1,5% de SO₂ e 7,8% de oxigênio, é aquecido nos permutadores de calor anteriormente referidos e seguir, alimenta o terceiro e o quarto leitos de catalisador.

Antes de alimentar o quarto e último estágio de conversão, os gases emergentes do terceiro leito catalítico cedem calor ao vapor d'água que circulam em um superaquecedor inserido no conversor, entre o terceiro e o quarto leitos de catalisador.

O gás efluente do último estágio de conversão, contendo pequena quantidade de dióxido de enxofre não convertido, é resfriado no economizador secundário, antes de ser enviado para a torre de absorção secundária.

A passagem dos gases através dos quatro leitos catalíticos, com absorção intermediária do trióxido de enxofre permite atingir uma taxa de conversão do dióxido de enxofre a trióxido de enxofre, da ordem de 99,7%.

- Absorção do Trióxido de Enxofre

Esta operação é realizada em dois estágios, utilizando ácido sulfúrico a 98%, como agente de absorção do trióxido de enxofre contido nos gases, que circulam em contracorrente ao fluxo de ácido, nas torres primária e secundária de absorção.

Na torre primária, é conduzida a absorção do trióxido de enxofre contido nos gases efluentes do segundo leito catalítico do conversor. Na torre secundária, ocorre a absorção do trióxido de enxofre presente na massa gasosa emergente do último estágio de conversão.

A água necessária à formação do ácido sulfúrico é introduzida no sistema por duas vias independentes. Uma parcela provém da retenção da umidade pelo ácido sulfúrico circulante na torre de secagem, onde o ar utilizado no processo é desumidificado. A outra fração é proveniente da adição de água de processo no tanque de acumulação das correntes de ácido sulfúrico efluentes das torres de absorção e secundária e da torre de secagem de ar.

O ácido sulfúrico concentrado que flui do fundo da torre primária de absorção, antes de ser coletado no tanque de acumulação, para o acerto de concentração passa por um permutador de calor resfriado a água, onde parte do calor gerado no processo de absorção do SO_3 é removido. Do tanque de acumulação, o ácido é bombeado para o topo da coluna de secagem de ar, sendo antes resfriado, por meio de água, em um permutador de calor.

O ácido sulfúrico concentrado efluente do fundo da torre de absorção secundária é recolhido em um segundo tanque de acumulação, onde em mistura com ácido diluído proveniente da torre de secagem de ar e com água de processo, tem sua concentração reajustada para 98%. Do tanque de acumulação, duas bombas transferem o ácido sulfúrico a 98% para o topo de cada uma das torres de absorção.

Para manter constante o nível de líquido no tanque de acumulação que recebe as correntes ácidas efluentes das torres de secagem e de absorção secundária é desviado do circuito de processo. Tal parcela corresponde à produção de ácido da unidade, é resfriada com água em um permutador de calor, e a seguir enviada para armazenagem.

4.4 DESCRIÇÃO DO PROCESSO - SISTEMA 3/1

A produção de ácido sulfúrico a 98%, pelo processo de dupla absorção, sistema 3/1, envolve as mesmas etapas básicas referidas para o sistema 2/2, como indicado no fluxograma típico anexo.

- Fusão e Combustão do Enxofre

A finalidade desta etapa é fundir, purificar e queimar o enxofre, operações conduzidas em um sistema idêntico ao descrito anteriormente para o sistema 2/2.

- Conversão Catalítica do Dióxido de Enxofre

Esta etapa desenvolve-se inicialmente de maneira idêntica para o sistema 2/2, diferindo a partir da saída dos gases do segundo leito do conversor.

No sistema 3/1, os gases efluentes do segundo estágio são resfriados em um permutador de calor que troca calor com gás efluente do quarto estágio. Os gases retornam ao conversor para atravessar o terceiro leito de catalisador.

O efluente gasoso do terceiro estágio é resfriado sucessivamente em um permutador de calor intermediário e no economizador primário, por troca térmica, respectivamente, com os gases provenientes da torre de absorção primária e com a água de alimentação das caldeiras de recuperação de calor.

Após este resfriamento, os gases alimentam a torre de absorção primária, onde o trióxido de enxofre é absorvido por ácido sulfúrico a 98%. O gás efluente é aquecido nos permutadores de calor anteriormente referidos e, a seguir, alimenta o quarto leito do conversor.

O gás efluente do último estágio de conversão, contendo pequenas quantidades de dióxido de enxofre não convertido, é resfriado no economizador secundário, antes de ser enviado para a torre de absorção secundária.

A passagem dos gases através dos quatro leitos catalíticos, com absorção intermediária do trióxido de enxofre, permite atingir uma taxa de conversão do dióxido de enxofre a trióxido de enxofre da ordem de 99,7%.

- Absorção do Trióxido de Enxofre

Nesta operação, o trióxido de enxofre é absorvido em ácido sulfúrico a 98%. A absorção é realizada em dois estágios, conforme descrito para os sistema 2/2, a menos de uma única diferença, representada pela maior concentração de SO₃ no gás absorvido pela torre primária, no sistema 3/1.

5. PROCESSO DE SIMPLES ABSORÇÃO

De uma forma geral, nas unidades que operam segundo o processo de simples absorção, são requeridas as quantidades de matéria prima, produtos químicos, catalisador e utilidades, expressas em termos de consumo por tonelada de ácido sulfúrico a 100%, indicadas no quadro seguinte.

5.1 CONSUMOS TÍPICOS DO PROCESSO

DESCRIÇÃO	UNIDADE	QUANTIDADE
<u>Matéria Prima</u>		
Enxofre (99,7%)	t	0,336
<u>Produtos Químicos</u>		
	kg	0,12
<u>Catalisador</u>		
	1	0,120
<u>Utilidades</u>		
Energia Elétrica	kWh	10,0
Vapor d'Água (7kg/cm ²)	t	0,10
Vapor d'Água (35kg/cm ²)	t	0,66
Água Tratada	m ³	1,31
Água de Processo	m ³	0,15
Água de Resfriamento	m ³	47,0

O consumo indicado para o enxofre está baseado em uma eficiência global de 97,2%, expressa em termos da alimentação de enxofre bruto para o tanque de fusão, convertida a ácido sulfúrico.

Os comentários referentes ao catalisador e a água tratada são idênticos aos apresentados para o processo de dupla absorção.

5.2 RENDIMENTOS DO PROCESSO

O rendimento do processo, no estágio de oxidação do SO₂, é de 98%. Expresso em termos de conversão da alimentação de enxofre filtrado a ácido sulfúrico, o rendimento atinge 97,8%.

5.3 DESCRIÇÃO SUMÁRIA DO PROCESSO

A produção de ácido sulfúrico a 98%, pelo processo de simples contato, envolve as seguintes etapas básicas:

- Fusão e Combustão do Enxofre
- Conversão Catalítica do Dióxido de Enxofre
- Absorção do Trióxido de Enxofre

O fluxograma típico, apresentado a seguir, fornece os elementos básicos sobre o referido processo.

- Fusão e Combustão de Enxofre

A finalidade desta etapa é fundir, purificar e queimar o enxofre, operações conduzidas em um sistema idêntico ao descrito anteriormente para o processo de dupla absorção, sistema 2/2.

- Conversão Catalítica do Dióxido de Enxofre

O efluente gasoso do forno de combustão do enxofre, após sofrer um resfriamento na caldeira de recuperação de calor n° 1, é admitido no conversor.

No conversor, o dióxido de enxofre é transformado em trióxido de enxofre, por reação com o oxigênio contido na massa gasosa, ao atravessar sucessivamente quatro leitos de catalisador.

O gás efluente do primeiro leito é resfriado na caldeira de recuperação de calor n.º 2, até 450°C, aproximadamente, sendo depois admitido ao segundo leito de catalisador. O resfriamento dos gases efluentes do 3º leito, até 430 °C, é procedido pela injeção de ar seco frio diretamente no conversor.

Um dispositivo colocado entre o segundo e o terceiro leito provoca a homogeneização dos gases, evitando, dessa forma, a ocorrência de pontos de superaquecimentos no leito catalítico.

Após o terceiro leito, um sistema de selagem obriga os gases a deixarem o conversor e a escoarem para o superaquecedor de vapor, onde são resfriados até 430°C.

Retornando ao conversor, o gás atravessa o quarto leito, onde a conversão do dióxido de enxofre à trióxido de enxofre atinge 98%.

O gás efluente do último estágio, contendo uma pequena quantidade de SO₂ é resfriado no economizador escoando, a seguir, para a torre de absorção.

- Absorção do Trióxido de Enxofre

Esta operação é realizada em um simples estágio, utilizando ácido sulfúrico a 98%, como agente de absorção do trióxido de enxofre contido nos gases efluentes do quarto leito do conversor.

A água necessária à formação do ácido sulfúrico é introduzida no sistema por duas vias independentes. Uma parcela provém da retenção da umidade pelo ácido sulfúrico circulante na torre de secagem. A outra fração é proveniente da adição de água de processo no tanque de acumulação das correntes de ácido sulfúrico efluentes das torres de absorção e secagem.

Do tanque de acumulação, duas bombas transferem o ácido sulfúrico a 98%, através de permutadores de calor resfriados a água, para o topo das torres de absorção e secagem.

De forma a manter constante o nível de líquido no tanque de acumulação que recebe as correntes ácidas efluentes das torres de secagem e absorção, parte do fluxo bombeado deste tanque para as torres de secagem é desviado do circuito de processo. Tal parcela, corresponde à produção de ácido da unidade, é resfriada com água, enviada para armazenagem.