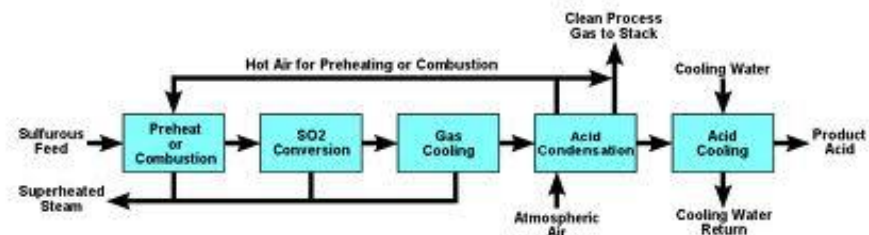
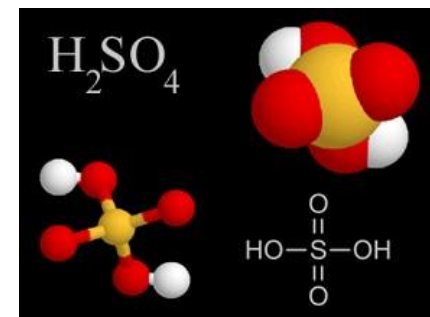




## Captura e Fixação de enxofre



- **Introdução**

Nos processos pirometalúrgicos para tratamento de minerais sulfetados a forma mais comum em que o enxofre é eliminado é na forma de  $\text{SO}_2$ .

O  $\text{SO}_2$  é um gás tóxico que deve ser tratado antes da liberação dos produtos gasosos dos processos na atmosfera. De uma forma geral, o  $\text{SO}_2$  produzido pode ser retirado da fase gasosa como gesso,  $\text{SO}_2$  líquido e, principalmente, como  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . O processo para produção de ácido sulfúrico é denominado **Processo de Contato**.

A produção de 1toneladas de Cu metálico através da rota fusão a mate, conversão e refino ao fogo produz de 2,5-4,0 toneladas de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Standards for maximum SO<sub>2</sub> concentration at ground level outside the perimeters of copper smelters.

Country	Time period	Maximum SO <sub>2</sub> + SO <sub>3</sub> concentration (parts per million)
U.S.A. (EPA, 2001)	Yearly mean	0.03
	daily mean	0.14
	3-hour mean	0.5
Ontario, Canada (St. Eloi <i>et al.</i> , 1989)	Yearly mean	0.02
	daily mean	0.10 recommendation
	1-hour mean	0.25
	0.5 hour average	0.3 (regulation)
Japan (Inami <i>et al.</i> , 1990)	Daily average	0.04
	hourly average	0.1

### Padrões e valores orientadores (Brasil)

Meio	Concentração	Comentário	Referência
Ar	20 µg/m <sup>3</sup> 500 µg/m <sup>3</sup>	Valor orientador – média 24 horas Valor orientador – média 10 minutos	WHO, 2005
Ar	365 µg/m <sup>3</sup> 80 µg/m <sup>3</sup>	Padrão – média 24 horas <sup>1</sup> Padrão - média aritmética anual	CONAMA 03/1990

<sup>1</sup> Não deve ser excedido mais que uma vez ao ano

## • Introdução

Ácido sulfúrico pode ser produzido a partir de diferentes fontes de  $\text{SO}_2$ , são elas:

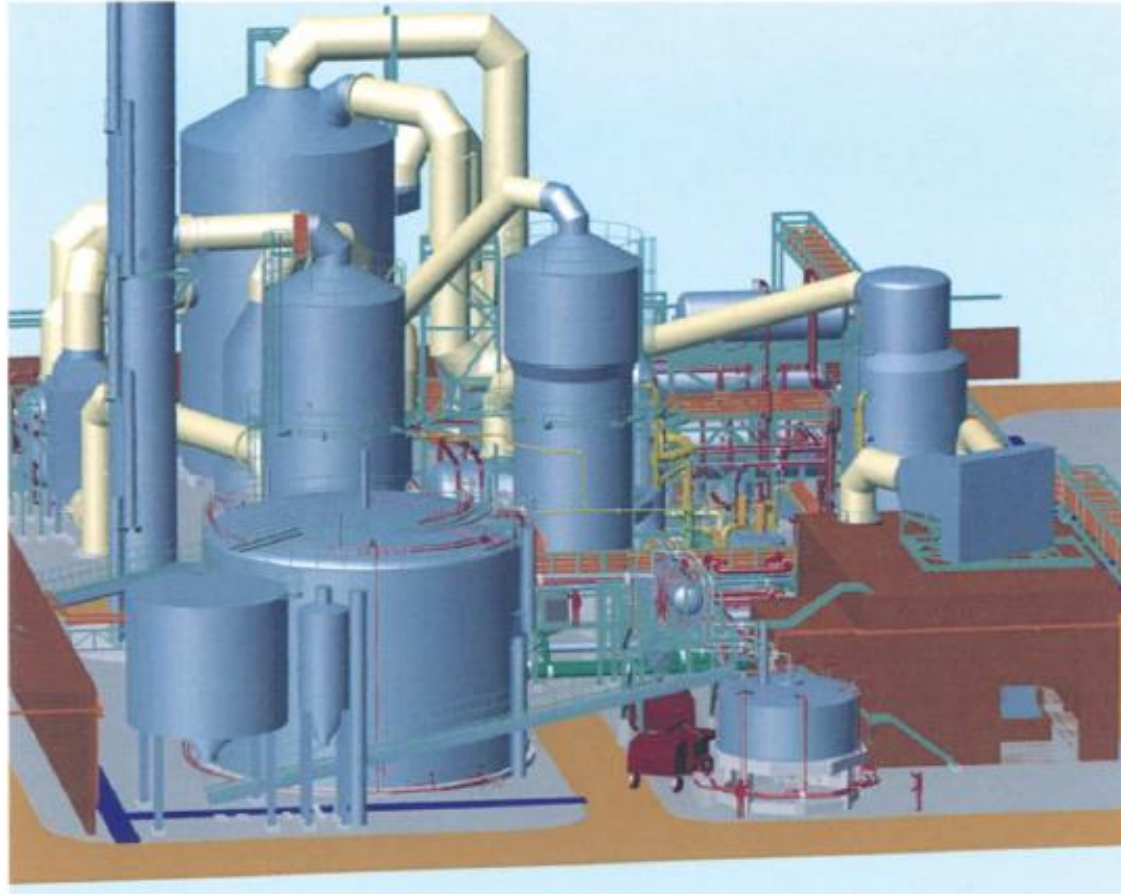
- a) Queima de enxofre elementar (70%).
- b) Fusão ou ustulação de minerais sulfetados (20%).
- c) Recuperação de ácido sulfúrico contaminado (10%).

Enxofre elementar é a principal fonte.

Compositions of acid plant feed gases entering  $\text{SO}_2$  oxidation 'converters', 2005. The gases may also contain small amounts of  $\text{CO}_2$  or  $\text{SO}_3$ . The data are from the industrial tables in Chapters 3 through 9.

<i>Gas</i>	<b>Sulfur burning furnace</b>	<b>Sulfide mineral smelters and roasters</b>	<b>Spent acid decom- position furnace</b>
	<i>volume %</i>		
$\text{SO}_2$	11	10	9
$\text{O}_2$	10	11	11
$\text{N}_2$	79	79	76

- Introdução



**Fig. 1.1.** Schematic of sulfur burning sulfuric acid plant, courtesy Outokumpu OYJ [www.outokumpu.com](http://www.outokumpu.com). The main components are the catalytic  $\text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_3$  'converter' (tall, back), twin  $\text{H}_2\text{SO}_4$  making ('absorption') towers (middle distance) and large molten sulfur storage tank (front). The combustion air filter and air dehydration ('drying') tower are on the right. The sulfur burning furnace is hidden behind. Catalytic converters are typically 12 m diameter.

- **Introdução**

A concentração de dióxido de enxofre no gás de saída para o processo de produção de cobre são:

- **Fusão a mate:**

De 70% (v/v) (flash Inco) até 1% (v/v) (reverbero).

- **Conversão:**

De 40% (v/v) (Flash Outokumpu) até 8-12% (v/v) (Pierce-Smith).

O gás de saída do forno de reverbero, forno elétrico para limpeza da escória e do forno dos anodos é muito diluído em  $\text{SO}_2$ , por isso, esse gás é liberado na atmosfera ou tratado com soluções básicas antes de ser descartado.

# • Introdução

Characteristics of offgases from smelting and converting processes. The data are for offgases as they enter the gas-handling system.

Furnace	SO <sub>2</sub> concentration (volume%)	Temperature (°C)	Dust loading (kg/Nm <sup>3</sup> )	Destination
Inco flash furnace	50-75	1270-1300	0.2-0.25	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> occasionally liquid SO <sub>2</sub> plant
Outokumpu flash furnace	25-50	1270-1350	0.1-0.25	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant, occasionally liquid SO <sub>2</sub> plant
Outokumpu flash converter	35-40	1290	0.2	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant
Outokumpu direct-to-copper	43	1320-1400	0.2	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant
Mitsubishi smelting furnace	30-35	1240-1250	0.07	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , occasionally liquid SO <sub>2</sub> plant
Mitsubishi converting furnace	25-30	1230-1250	0.1	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , occasionally liquid SO <sub>2</sub> plant
Noranda process	15-25	1200-1240	0.015-0.02	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant
Teniente furnace	12-25	1220-1250		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant
Isasmelt furnace	20-25	1150-1220	~0.01	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant
Electric furnace	2-5	400-800		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> or liquid SO <sub>2</sub> plant or vented to atmosphere
Reverberatory furnace	1	1250	~0.03	Vented to atmosphere (made into gypsum in one plant, scrubbed with flotation tailings in another)
Peirce-Smith converter	8-15	1200		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant or vented to atmosphere
Hoboken converter	12	1200		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> plant
Electric slag cleaning furnaces	0.1	800		Vented to atmosphere (occasionally scrubbed with basic solution)
Anode furnaces	<0.1	1000		Vented to atmosphere (occasionally scrubbed with basic solution)
Gas collection hoods around the smelter	<0.1	50		Vented to atmosphere (occasionally scrubbed with basic solution)

## • Introdução

Eficiência na captura de S de 4 diferentes fornos. A emissão de compostos contendo S é menor do que 1% da quantidade de S que entra no sistema.

Distribution of sulfur in four copper smelters.

	Toyo, Japan (Inami <i>et al.</i> , 1990) Outokumpu flash furnace Peirce-Smith converters	Timmins, Canada (Newman <i>et al.</i> , 1993) Mitsubishi smelting/ converting	Tamano, Japan (Shibata and Oda, 1990) Outokumpu flash furnace Peirce-Smith converters	Norddeutsche, Germany (Willbrandt, 1993) Outokumpu flash furnace Peirce-Smith converters
Percent of incoming S in: Sulfuric acid	96.6	95	96	96.2
Gypsum	2.7		1.0	
Slag	1.2	1.4	1.2	1.2
Dust	0.2	2.0 (to Zn plant)		
Other				1.0
Neutralized liquid effluent	0.3	0.6	1.8	0.8
Gaseous emissions	0.2	1.0 (0.6*; 0.4 <sup>†</sup> )	0.1	0.8

\* from dryer, anode furnace and ventilation stacks

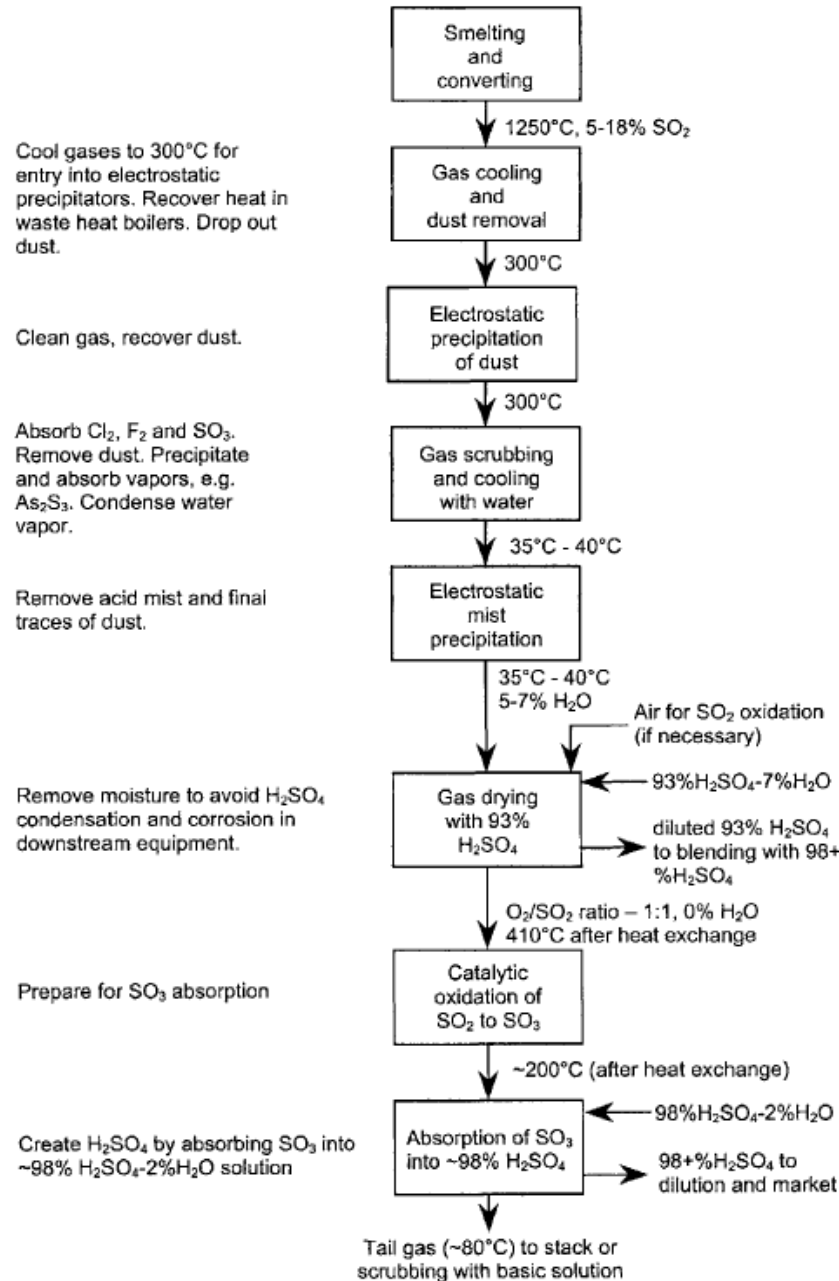
† from acid plant tail gas



## • Introdução

As principais etapas para a produção de ácido sulfúrico a partir do processo de contato são:

- Resfriamento e limpeza do gás
- Secagem do gás com ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$  93% - 7%  $\text{H}_2\text{O}$ )
- Oxidação catalítica do  $\text{SO}_2$  para  $\text{SO}_3$ .
- Absorção do  $\text{SO}_3$  pelo ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$  98% - 2% $\text{H}_2\text{O}$ )



- Resfriamento e limpeza do gás

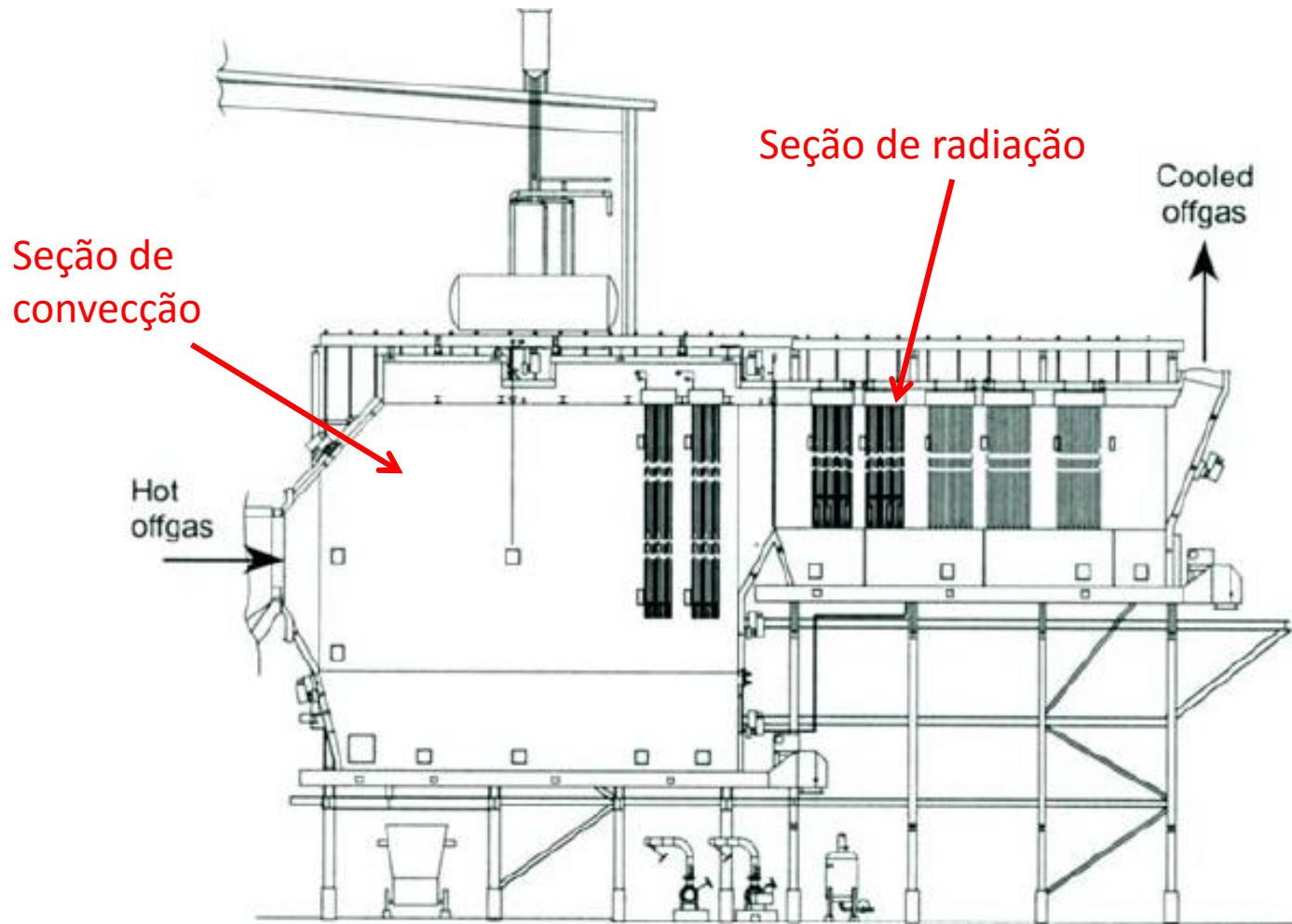
O primeiro passo para a produção de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  é o resfriamento do gás (**trocadores de calor**) para que o mesmo possa ser enviado para o precipitador eletrostático. O precipitador eletrostático opera a  $300^\circ\text{C}$ , pois acima dessa temperatura teremos problemas estruturais e abaixo dessa temperatura ácido sulfúrico começa a precipitar no sistema.



- Trocadores de Calor

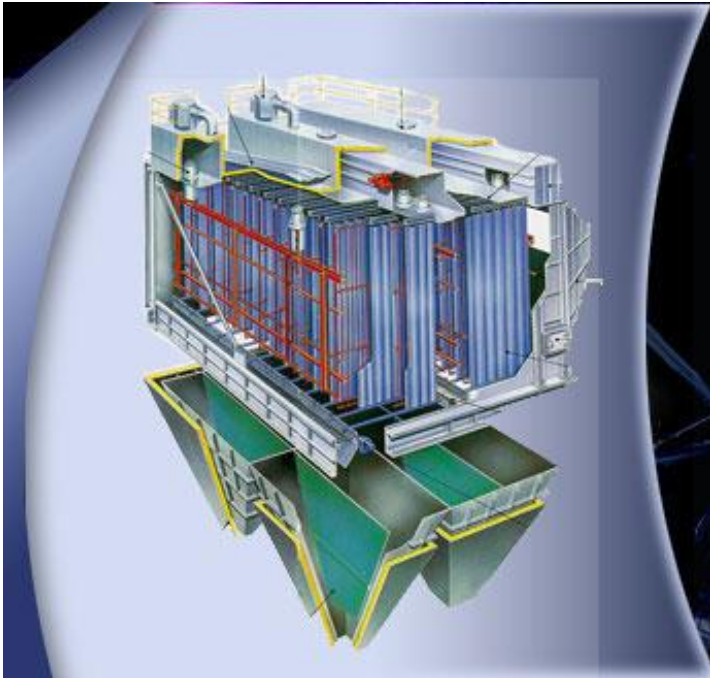
Apesar de poder ser resfriado utilizando-se de sprays de água, para que parte do calor possa ser recuperado como vapor, os gases contendo  $\text{SO}_2$  são enviados para trocadores de calor que consistem em:

- a) Uma seção de radiação na qual o calor do gás é transferido para água pressurizada através de tubos de 4cm de diâmetro no teto e nas paredes de uma grande câmara retangular (25m comprimento; 15m altura; 5m profundidade).
- b) Uma seção de convecção (20m comprimento; 10m altura; 3m profundidade) na qual o calor é transferido para a água pressurizada através de tubos de aço de 4cm de diâmetro suspensos no caminho de passagem do gás.

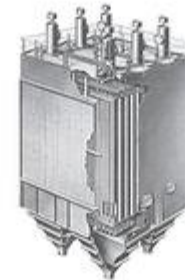
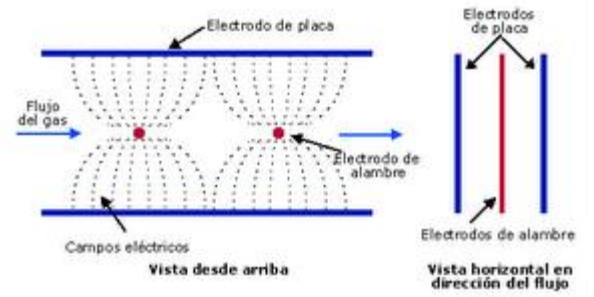
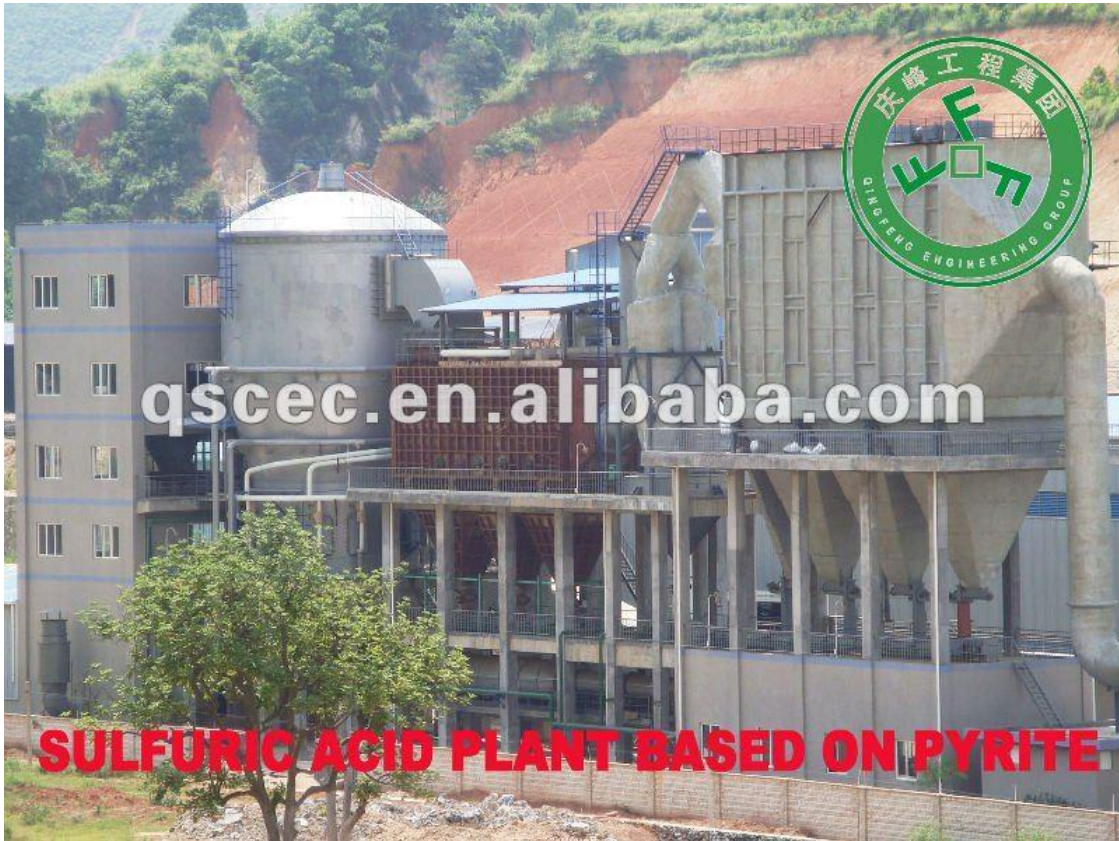


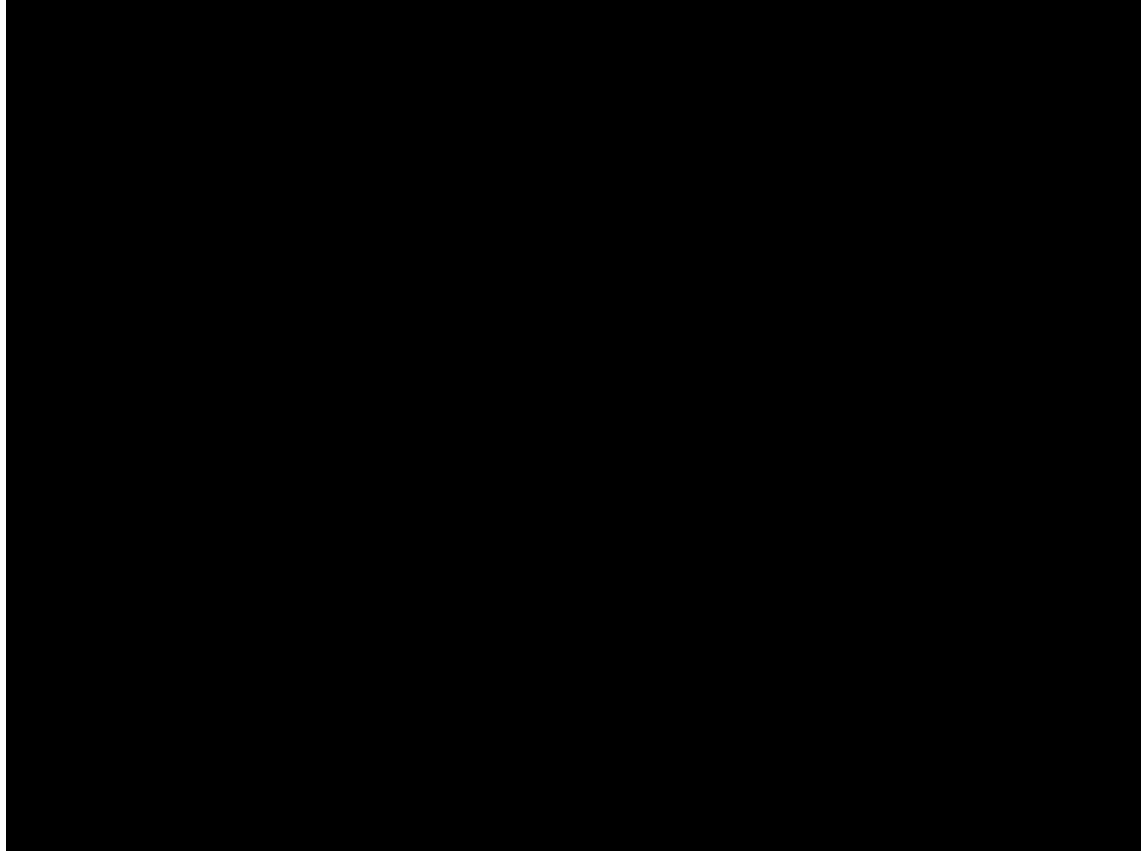
O produto do trocador de calor é uma mistura água/vapor, onde a água é separada por gravidade e recirculada. O vapor é aquecido acima do seu ponto de orvalho e utilizado para a produção de energia elétrica. Esse pode ser utilizado para secagem ou para aquecimento de dutos na refinaria. Resíduos gerados durante essa etapa retornam para o processo ou são enviados para rotas hidrometalúrgicas.

- Precipitador Eletrostático



Após ser resfriado o gás é enviado para o precipitador eletrostático para a remoção de poeira. O precipitador pode remover mais do que 99% das partículas que entram no sistema. Cerca de 70% do material particulado é removido no trocador de calor e 30% no precipitador eletrostático.







- Arrefecimento com água

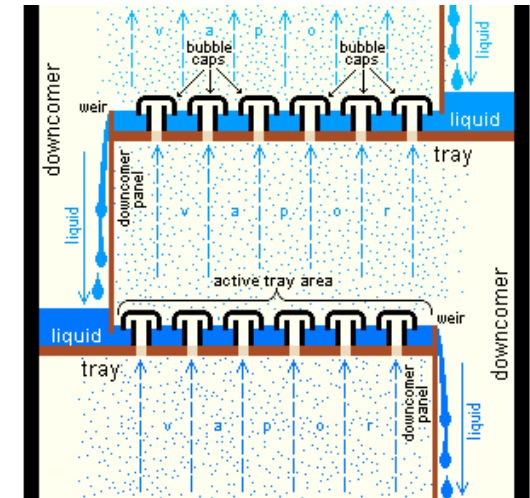
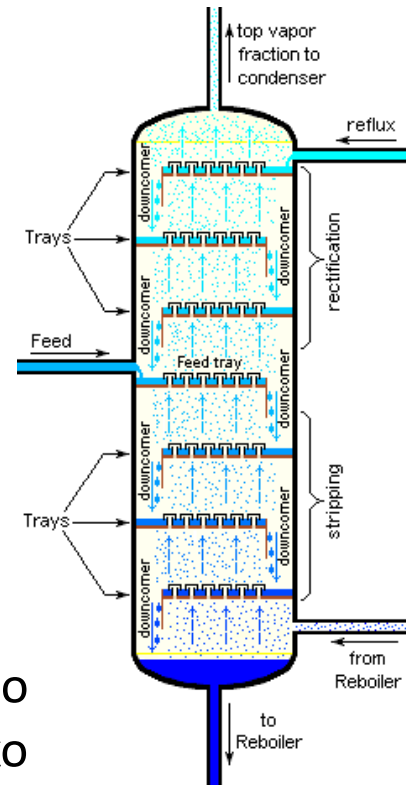
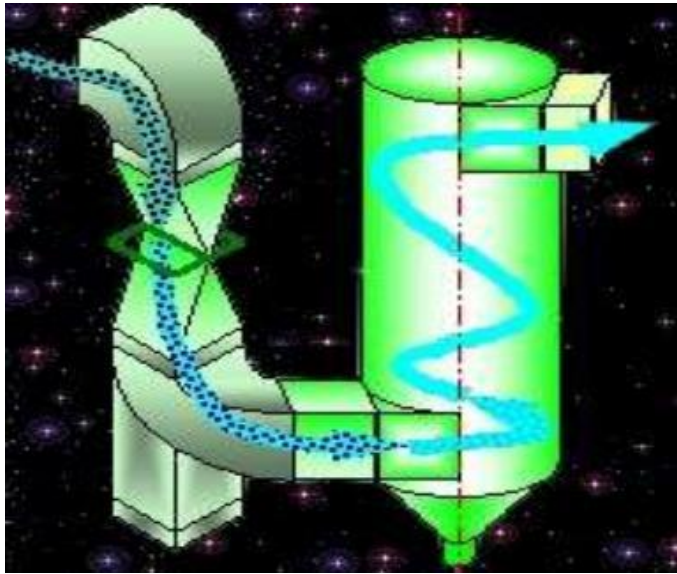
Depois do precipitador eletrostático, o gás é resfriado com água em um lavador de venturi. Os objetivos dessa etapa são:

1. Remover as partículas remanecentes do gás, com o objetivo de evitar incrustações no catalisador da planta de ácido.
2. Absorver  $\text{Cl}_2$ ,  $\text{F}_2$ ,  $\text{SO}_3$  e impurezas ( $\text{As}_2\text{S}_3$ ).

O gás é novamente resfriado (30 ou 40°C) pelo contato direto com água fria em uma torre empacotada ou em um trocador de calor.



- Lavador Venturi e Torre empacotada

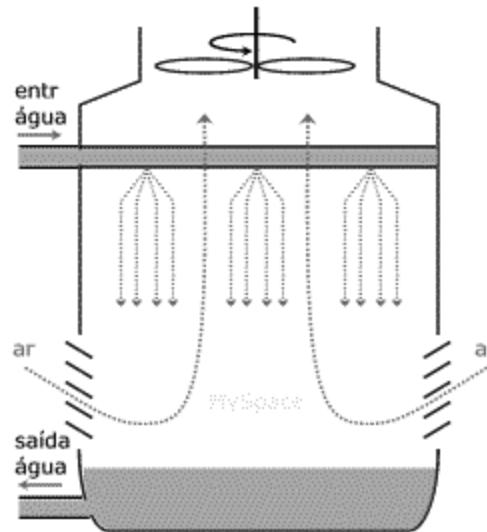


Ao passar pela seção estreita do tubo de Venturi, a velocidade do fluxo gasoso é aumentada. Nessa etapa, água é “borrifada” no gás e as partículas e a água se misturam. A redução da velocidade na seção expandida faz com que as partículas (água + sólido) saiam da fase gasosa.

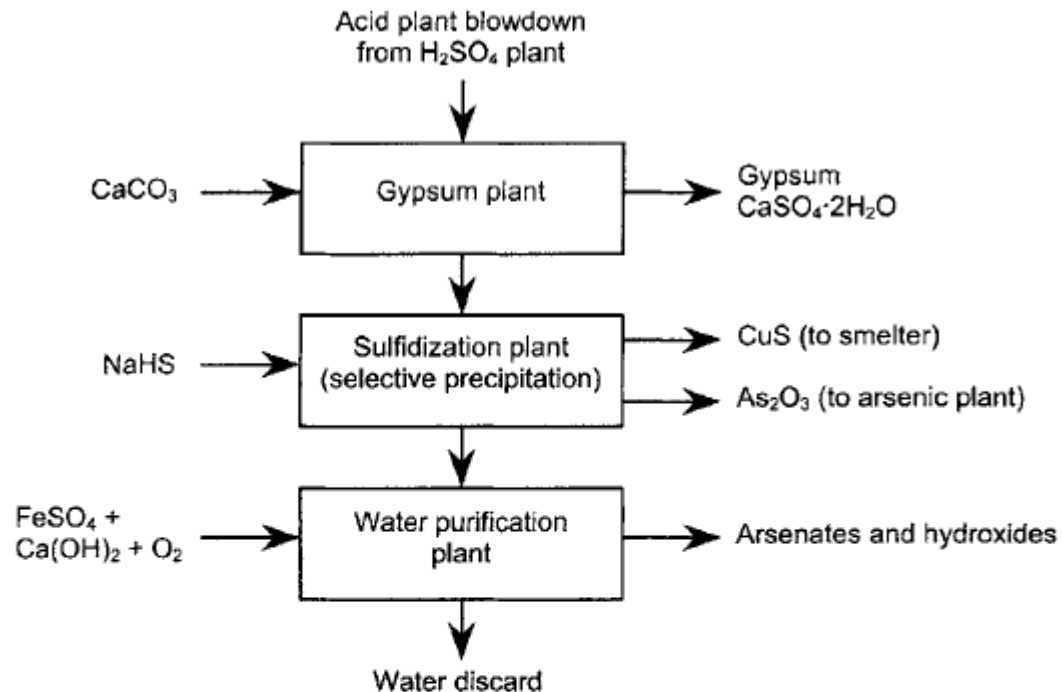
O gás que sai da seção de refrigeração passa por um precipitador eletrostático para eliminar pequenas gotas de líquido remanente.

- Água de arrefecimento e purga da planta de  $\text{H}_2\text{SO}_4$

A água do sistema de arrefecimento é resfriada em trocadores de calor e/ou torres de resfriamento e utilizadas novamente no processo. Essa água se torna ácida (absorção de  $\text{SO}_3$ ) e impura. A quantidade de água recirculada é controlada para manter a concentração de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  abaixo de 10% para evitar problemas de corrosão. A água de purga é neutralizada e descartada ou tratada para a recuperação de metais de valor.



- Fluxograma para o tratamento da água de purga

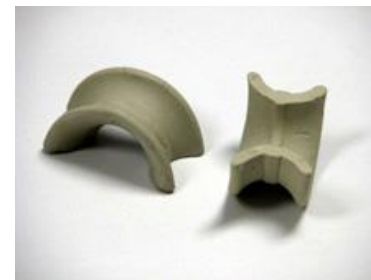
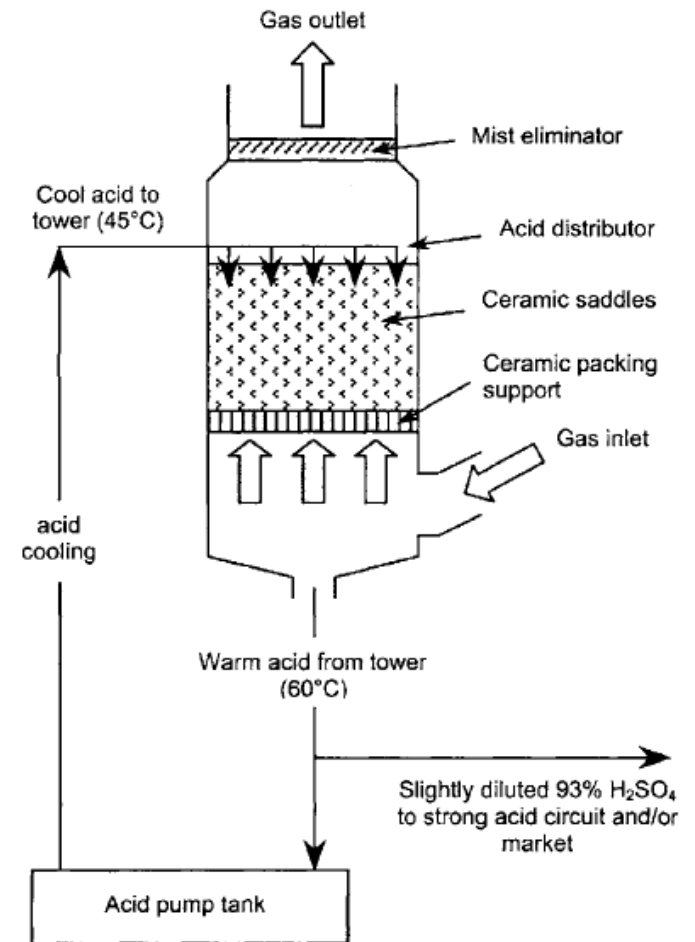


**Fig. 14.3.** Acid plant 'blowdown' treatment system at Toyo smelter (Inami, *et al.*, 1990). The plant treats 300 m<sup>3</sup> of blowdown per day. The blowdown analysis is:

Item	Concentration, kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	80 – 150
Cu	0.5 – 1
As	2 – 5
Zn	0.5 – 2
Cl	1 – 5

## • Secagem do gás

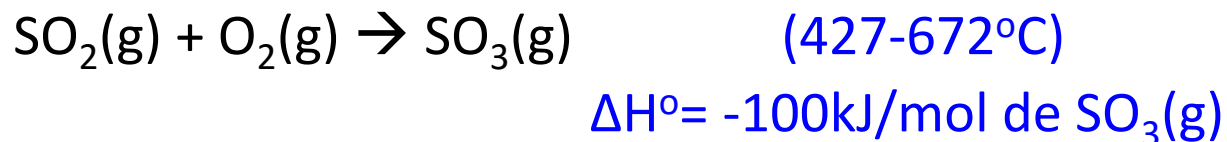
A remoção de água do gás deve ser feita para evitar a formação de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  nos trocadores de calor e nos catalisadores. A água é removida utilizando-se de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (96-93%) e  $\text{H}_2\text{O}$  (7%). O contato é feito em contra-corrente, em torres empacotadas com 5-10cm de selas cerâmicas. O  $\text{H}_2\text{SO}_4$  em fluxo descendente, sai da torre com teor de  $\approx 93\%$ . Esse ácido é misturado com o ácido produzido na etapa de absorção de  $\text{SO}_3$ , para produzir  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98+%. O gás de saída da torre de lavagem contém de 50-100mg de  $\text{H}_2\text{O}/\text{Nm}^3$  de gás.



[Clique aqui](#)

- Oxidação catalítica de  $\text{SO}_2$  para  $\text{SO}_3$

Depois de seco, o gás está pronto para a etapa de conversão de  $\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$ . A reação química de oxidação é dada pela equação:



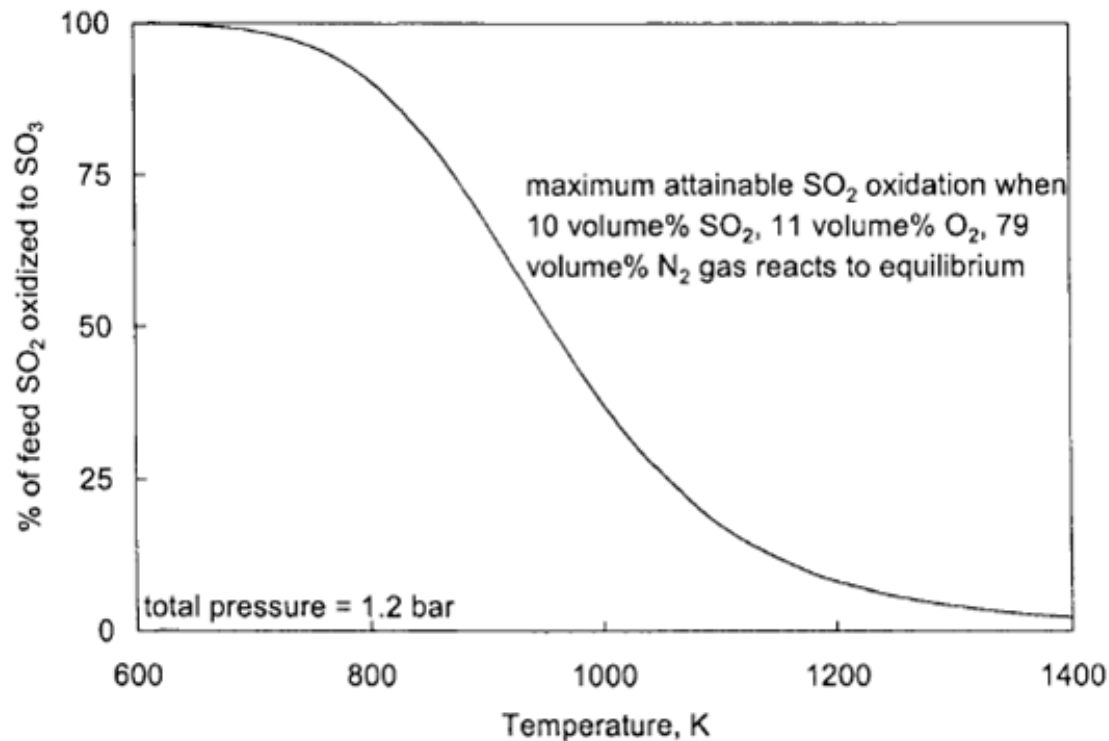
Essa reação é muito lenta sem a presença de um catalisador, sendo assim, o gás sempre passa através de leitos de  $\text{V}_2\text{O}_5\text{-K}_2\text{SO}_4$  que atua como catalisador.



A razão volumétrica de  $\text{O}_2/\text{SO}_2$  entrando no leito é de  $\approx 1-2$  para permitir a completa conversão.



O diagrama abaixo mostra que a oxidação do  $\text{SO}_2$  é favorável a baixas temperaturas (**reação exotérmica**). No entanto, essa mesma reação é muito lenta em baixas temperaturas o que inviabiliza a operação industrial. Sendo assim, a utilização de catalisadores torna-se necessária.



Maximum attainable (equilibrium)  $\text{SO}_2$  oxidation as a function of reaction temperature. It decreases markedly with increasing temperature.

- Catalisadores de  $V_2O_5$



Photograph of catalyst pieces, courtesy Haldor Topsoe A/S [www.haldortopsoe.com](http://www.haldortopsoe.com)  
Rings, daisy (star) rings and pellets are shown. The daisy rings maximize catalyst area and minimize resistance to gas flow. In operation (700-900 K), the catalyst consists of a molten vanadium-alkali metal sulfate/pyrosulfate layer on a porous solid silica substrate. The outside diameter of the largest piece (far left) is 20 mm.



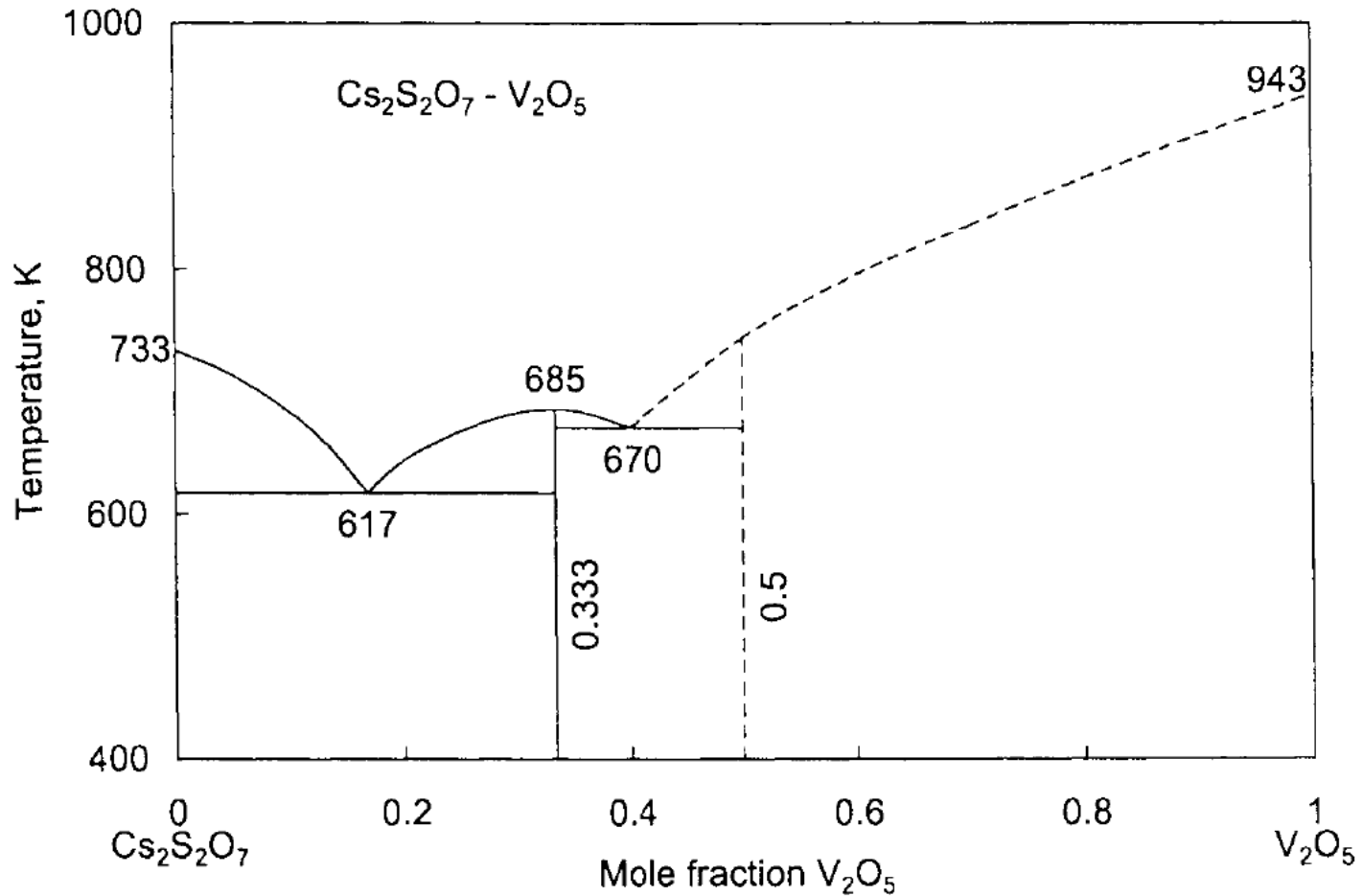
- Catalisadores

Os catalisadores utilizados possuem a seguinte composição:

5-10%	$V_2O_5$
10-20%	$K_2SO_4$
1-5%	$Na_2SO_4$
55-70%	$SiO_2$

Os catalisadores podem conter de 5-15% de sulfato de césio ( $Cs_2SO_4$ ) substituindo o  $K_2SO_4$ . O  $SiO_2$  atua como suporte para os componentes ativos, esse é um material poroso que possui área superficial suficientemente grande para permitir a rápida oxidação do  $SO_2$ . Os componentes ativos fundem na temperatura de operação (400°C) e, dessa forma, formam uma película líquida na superfície do substrato ( $SiO_2$ ) capaz de absorver  $O_2$  e  $SO_2$ .

- Diagrama de fase  $V_2O_5$ - $Cs_2SO_4$



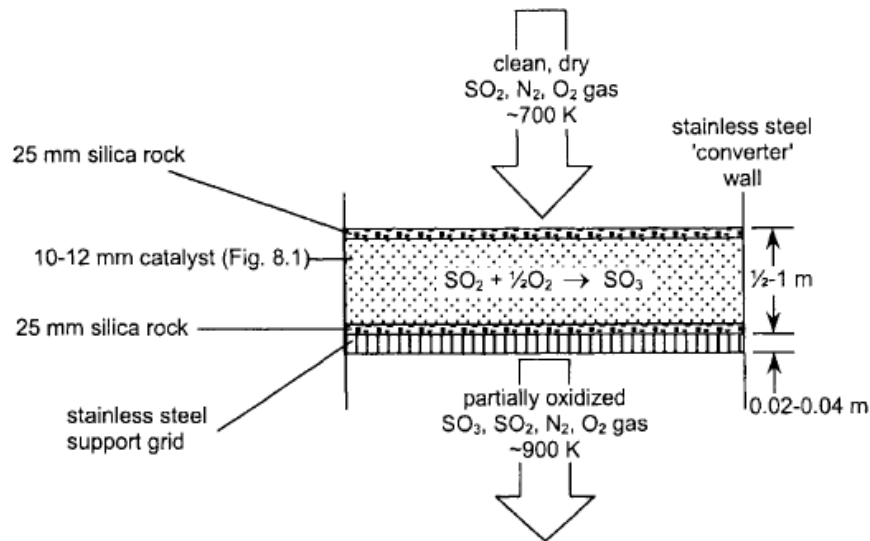
**Fig. 8.2.**  $Cs_2S_2O_7$ - $V_2O_5$  phase diagram (after Folkmann *et al.*, 1991). The lowest melting point is 617 K, far below  $V_2O_5$ 's 943 K melting point.

- Oxidação catalítica de  $\text{SO}_2$  para  $\text{SO}_3$

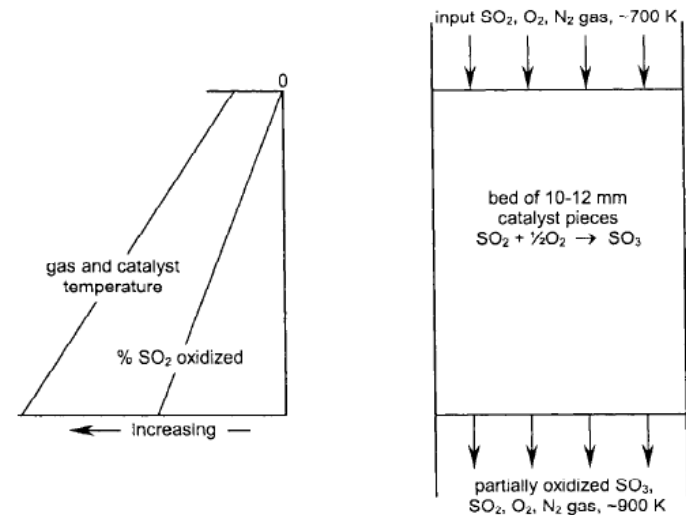


**Fig. 7.7.** Photograph of catalyst bed converter, courtesy Outokumpu OYJ [www.outokumpu.com](http://www.outokumpu.com). Gas inlet and outlet flues are shown. Others are hidden behind. Fig. 7.6's gas coolers are also hidden behind. Converter walls and roofs are designed to be strong enough to withstand their acid plant's main blower 'shutoff' pressure without damage (Friedman and Friedman, 2004). Catalyst 'tray' supports are also strong enough to withstand the downward force exerted by the descending feed gas (at the converter's operating temperature).

# • Leito de catalisador



'Bed' of catalyst pieces for oxidizing  $\text{SO}_2$  to  $\text{SO}_3$ . It is circular, 7 to 17 m diameter. Industrial  $\text{SO}_2$  oxidation is done in a 'converter' of 3 to 5 such beds, Figs. 7.6 and 7.7. Downward gas flows are  $\sim 25 \text{ Nm}^3/\text{minute per m}^2$  of top surface. Active catalyst consists of a molten V, K, Na, Cs, S, O phase supported on a solid porous silica substrate, Chapter 8. A top layer of silica rock holds the catalyst in place. A bottom layer prevents the catalyst from sticking to the stainless steel support grid.



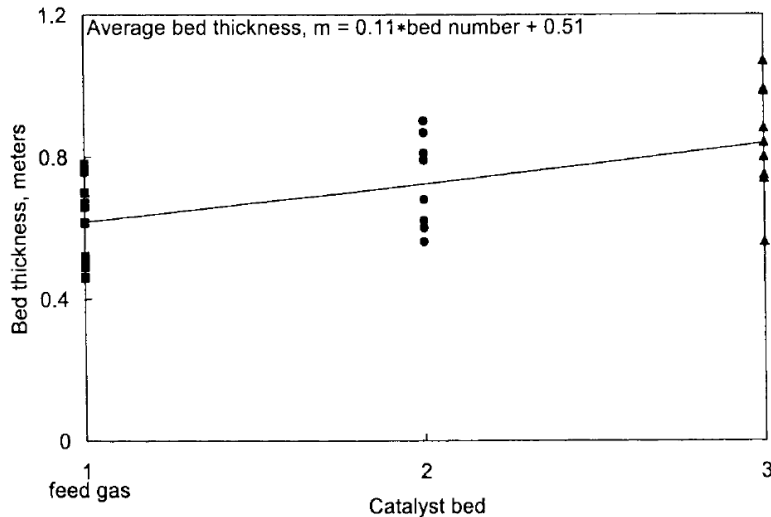
Sketch of  $\text{SO}_2$  oxidation in Fig. 7.1 catalyst bed.  $\text{SO}_2$  and  $\text{O}_2$  in the feed gas react to form  $\text{SO}_3$  as the gas descends the catalyst bed. The heat of reaction warms the gas (left graph).

- Oxidação catalítica de  $\text{SO}_2$  para  $\text{SO}_3$



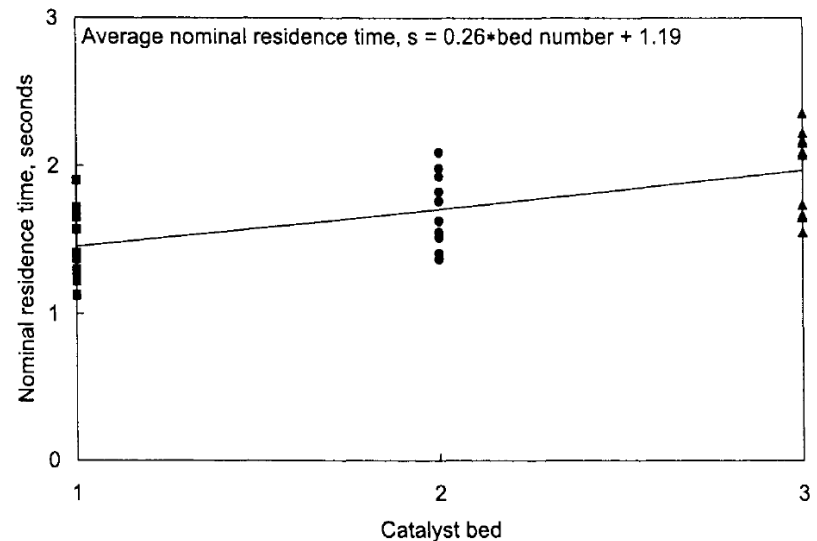
**Fig. 1.2.** Catalyst pieces in a catalytic  $\text{SO}_2$  oxidation 'converter'. Converters are ~15 m high and 12 m in diameter. They typically contain four,  $\frac{1}{2}$ -1 m thick catalyst beds.  $\text{SO}_2$ -bearing gas descends the bed at ~3000  $\text{Nm}^3$  per minute. Individual pieces of catalyst are shown in Fig. 8.1. They are ~0.01 m in diameter and length.

- Espessura do leito e tempo de residência



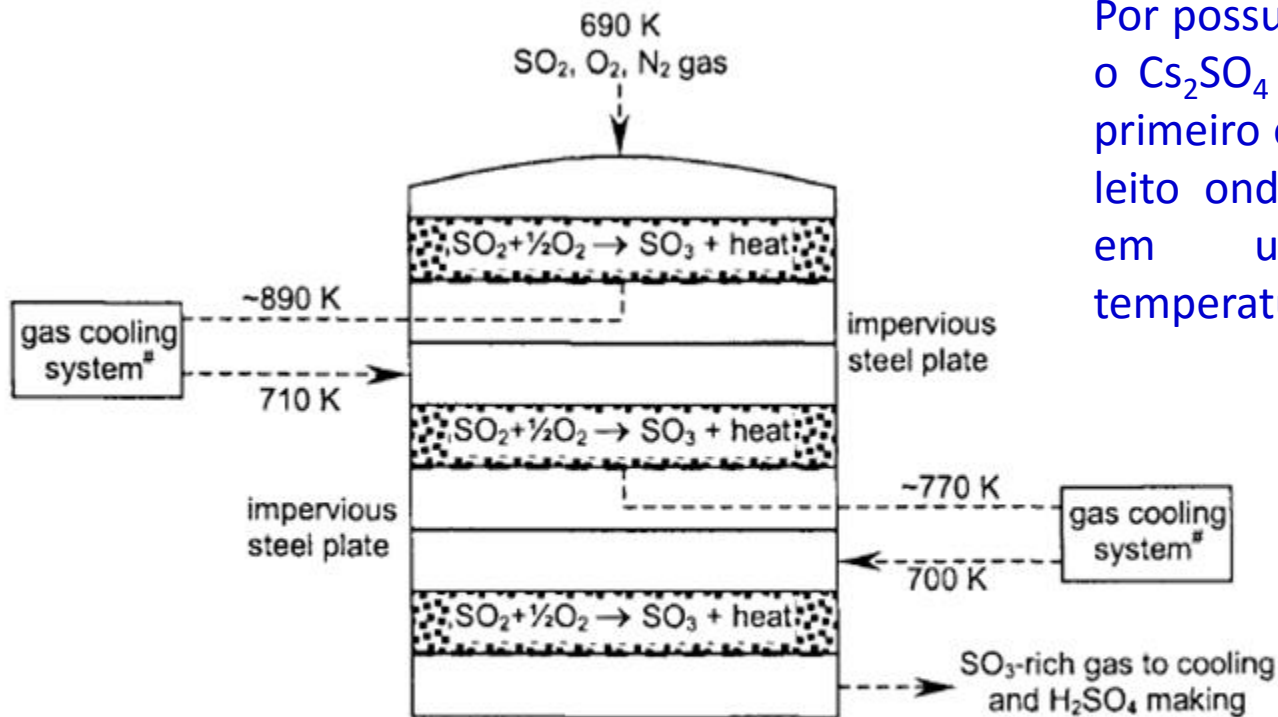
Industrial 1<sup>st</sup>, 2<sup>nd</sup> and 3<sup>rd</sup> catalyst bed thicknesses. They are from Table 7.2. They increase from bed 1 through bed 3.

Os últimos leitos são mais profundos pois a concentração de SO<sub>2</sub> no gás é menor.



Industrial 1<sup>st</sup>, 2<sup>nd</sup> and 3<sup>rd</sup> catalyst bed gas nominal residence times. They increase with increasing bed number. This is due to the increase in bed thickness with increasing bed number, Fig. 8.3. The points have been calculated from Table 7.2's industrial catalyst bed thicknesses, converter diameters and converter input gas flowrates.

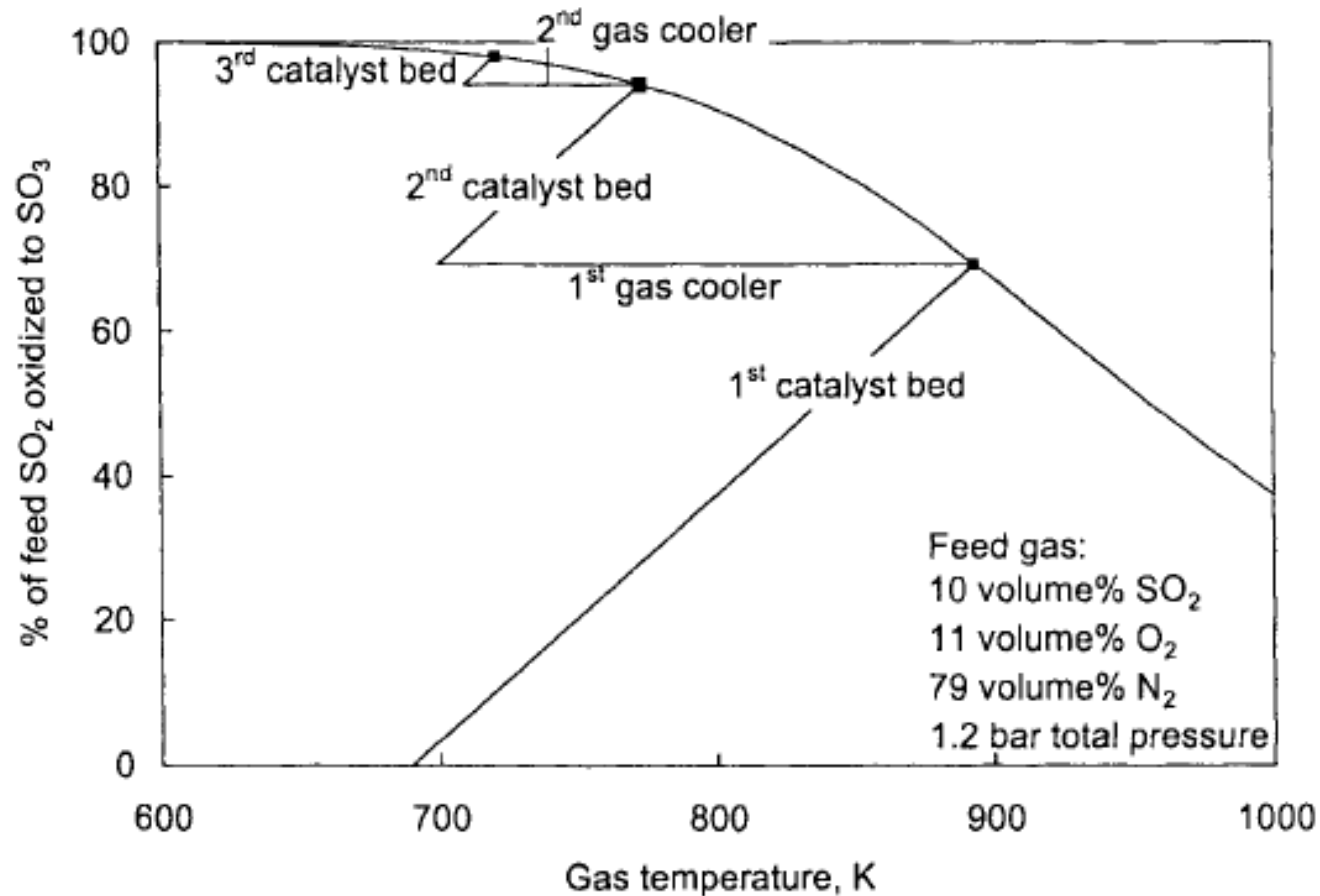
- Leito industrial para a oxidação de  $\text{SO}_3$



Por possuir maior custo, o  $\text{Cs}_2\text{SO}_4$  é utilizado no primeiro e/ou no último leito onde o gás entra em uma menor temperatura.

Schematic of  $\text{SO}_2$  oxidation 'converter' in which three Fig. 7.1 catalyst beds (with gas cooling between) are used to oxidize ~98% of feed  $\text{SO}_2$  to  $\text{SO}_3$ . Fig. 1.2 shows the inside of an industrial 'converter' – Fig. 7.7, the outside. <sup>#</sup>Hot gas leaving the catalyst beds is cooled by waste heat boilers, steam superheaters, water heaters, heat exchangers etc.

- Diagrama de conversão  $\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$



'Heatup' paths, intercepts and cooldown paths for Fig. 7.6 'converter'. They are described in Section 7.5. Final %  $\text{SO}_2$  oxidation after Fig. 7.6's three catalyst beds is ~98%.



- Fatores que podem desativar o catalisador

- a) Material particulado que passa pelo sistema de limpeza de gases.
- b) Leito operando em baixas temperaturas  $<400^{\circ}\text{C}$   
*(não forma a camada de líquido)*
- c) Leito operando em altas temperaturas  $>650^{\circ}\text{C}$   
*(dissolução de  $\text{SiO}_2$  no catalisador e/ou sinterização do  $\text{SiO}_2$ )*

Shape: Cylinder (column)



Shape: Ring (circular)



Shape: Daisy Ring (Star ring)



Shape: Daisy Ring



Shape: Daisy ring



Shape: Ring (Circular)



Shape: Cylinder (column)



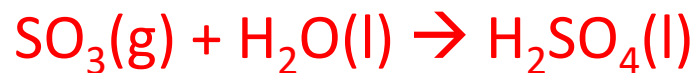
Shape: Cylinder (column)



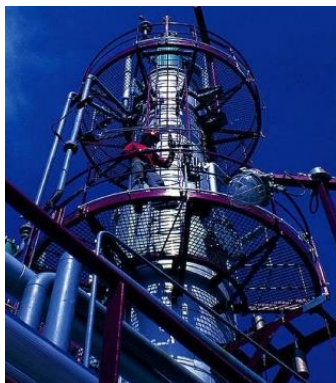
[Clique aqui](#)

- Produção de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  a partir do  $\text{SO}_3$

O último passo para a produção de ácido sulfúrico é a absorção do  $\text{SO}_3$  gasoso pelo  $\text{H}_2\text{SO}_4$  líquido. O  $\text{SO}_3$  formado é absorvido em  $\text{H}_2\text{SO}_4(98\%) - \text{H}_2\text{O}(2\%)$ . O processo ocorre em torres empacotadas, a reação é:



A absorção do  $\text{SO}_3$  é feita a 350-380K em colunas empacotadas.

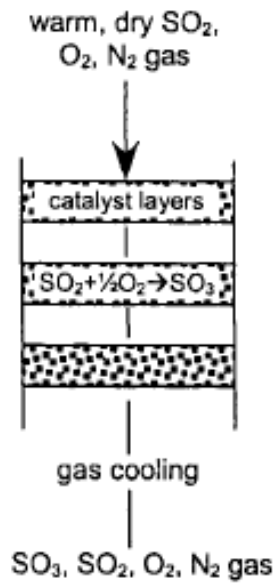


Industrialmente o processo é feito:

- Passando ácido sulfúrico (98,5%) através de um leito de selas cerâmicas.
- Passando um fluxo ascendente de  $\text{SO}_3$  através do fluxo descendente de ácido.

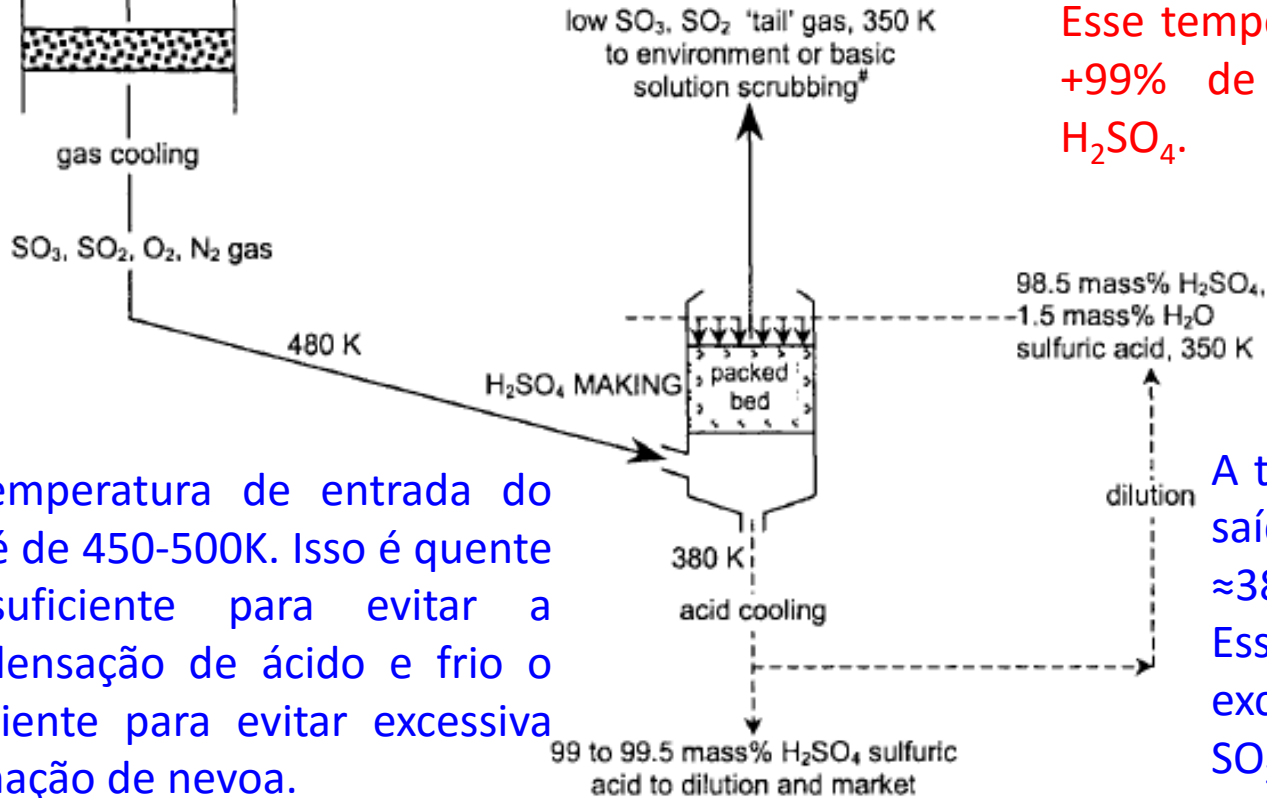
O produto do processo é  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (99-99,5%). Esse ácido é diluído com a solução ácida produzida na etapa de secagem do gás ou água.

Como a reação é muito exotérmica, 130kJ/g mol de  $\text{SO}_3$ . Considerando os reagentes,  $\text{SO}_3$  e água, entrando no sistema a 350K, o produto será  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (840K) (Ponto de ebulição do  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 550K). Dessa forma, iremos produzir vapor de ácido que é extremamente difícil de condensar. Quando utilizamos  $\text{H}_2\text{SO}_4$ (98%) o ácido absorve grande parte do calor, nesse caso a temperatura do sistema aumenta apenas  $\approx 30\text{K}$ .



Diâmetro da torre	7-9 m
Altura do leito	2-4 m
Tempo de residência do gás	2-4 s
Tempo de residência do ácido	300-600 s

Esse tempo de residência garante +99% de conversão  $\text{SO}_3$  para  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .



A temperatura de entrada e saída do ácido é de  $\approx 350\text{K}$  e  $\approx 380\text{K}$ , respectivamente. Essa temperatura evita a excessiva formação de  $\text{SO}_3(\text{g})$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4(\text{g})$  e  $\text{H}_2\text{O}(\text{g})$ .

Single contact  $\text{H}_2\text{SO}_4$  making flowsheet.  $\text{SO}_3$  rich gas from catalytic  $\text{SO}_2$  oxidation is reacted with strong sulfuric acid, Reaction (1.2). The reaction consumes  $\text{H}_2\text{O}(\ell)$  and makes  $\text{H}_2\text{SO}_4(\ell)$ , strengthening the acid. Double contact  $\text{H}_2\text{SO}_4$  making is described in Fig. 9.6. <sup>#</sup>A few plants lower the  $\text{SO}_2$  content of their 'tail' gas by scrubbing the gas with basic solution (Hay *et al.*, 2003).

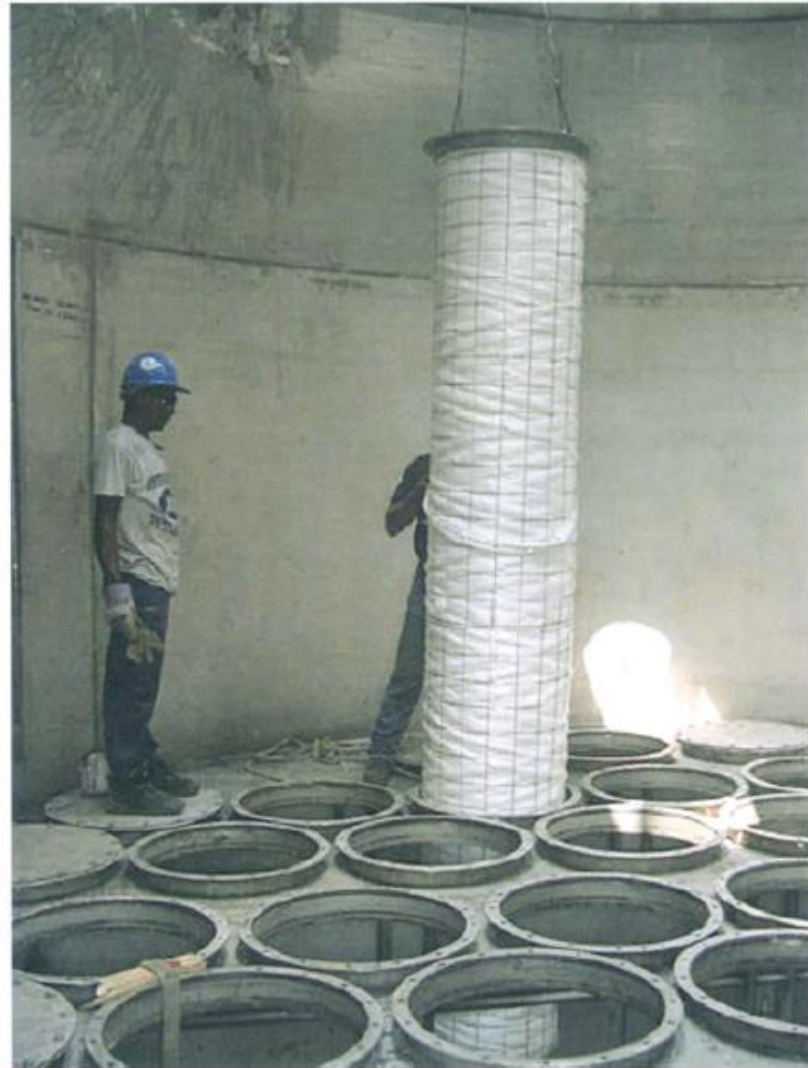
- Produção de  $\text{H}_2\text{SO}_4$



Top of  $\text{H}_2\text{SO}_4$ -making ('absorption') tower, courtesy Monsanto Enviro-Chem Systems, Inc. [www.enviro-chem.com](http://www.enviro-chem.com) The tower is packed with ceramic saddles. 98.5 mass%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , 1.5 mass%  $\text{H}_2\text{O}$  sulfuric acid is distributed uniformly across this packed bed. Distributor headers and 'downcomer' pipes are shown. The acid flows through slots in the downcomers down across the bed (see buried downcomers below the right distributor). It descends around the saddles while  $\text{SO}_3$ -rich gas ascends, giving excellent gas-liquid contact. The result is efficient  $\text{H}_2\text{SO}_4$  production by Reaction (1.2). A tower is  $\sim 7$  m diameter. Its packed bed is  $\sim 4$  m deep. About  $25 \text{ m}^3$  of acid descends per minute while  $3000 \text{ Nm}^3$  of gas ascends per minute.

## Formação de névoa

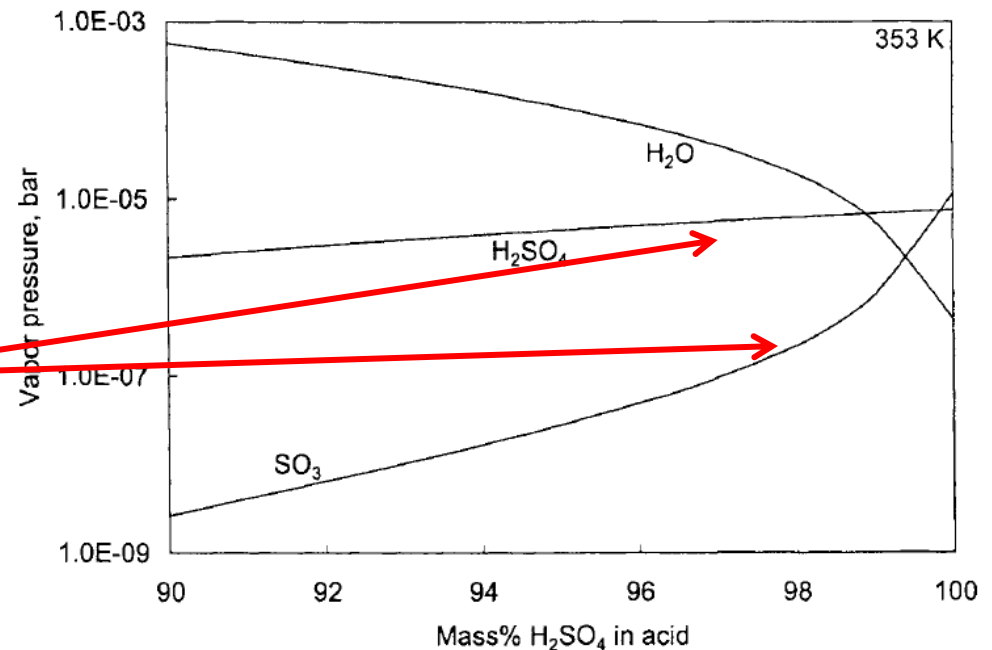
Durante a conversão de  $\text{SO}_3$  em  $\text{H}_2\text{SO}_4$  ocorre a formação de uma névoa ( $<10\mu\text{m}$  de diâmetro) que deve ser removida para que o gás de saída fique livre de ácido. Essa névoa é removida com os filtros mostrados na figura ao lado que são instalados na saída de gás da torre empacotada. A remoção de ácido é superior a 99%.



Acid mist removal 'candle' filter being installed atop a stainless steel  $\text{H}_2\text{SO}_4$  making tower. It is one of many. Exiting gas passes inward through the candle fabric and out the top of the candle – then out of the tower. The acid mist is caught in the candle fabric by impact, diffusion and Brownian forces (Brink, 2005; Friedman and Friedman, 2004; Lee and Byszewski, 2005; Ziebold and Azwell, 2005). The large total area of the candles gives a low gas velocity through the fabric, which allows 99+% capture of the mist. The captured mist trickles down the fabric and drips back into the tower or into collection pipes (Outokumpu 2005).

A redução na formação de nevoa pode ser feita minimizando a pressão de vapor da água. Isso é feito utilizando alta concentração de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  e baixa concentração de  $\text{H}_2\text{O}$ .

Observe que a pressão de vapor do ácido e do trióxido aumentam quando a concentração dos mesmos na solução aumenta. Como o efeito observado é contrário ao efeito com a água, um balanço na concentração dessas espécies deve ser feito na planta.



Equilibrium vapor pressures of  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  and  $\text{SO}_3$  over sulfuric acid, 353 K (Perry and Green, 1997).  $\text{H}_2\text{O}$  vapor pressure decreases and  $\text{H}_2\text{SO}_4$  and  $\text{SO}_3$  vapor pressures increase with increasing  $\text{H}_2\text{SO}_4$ -in-acid. All vapor pressures increase with increasing temperature, not shown.

## Controle da temperatura do ácido

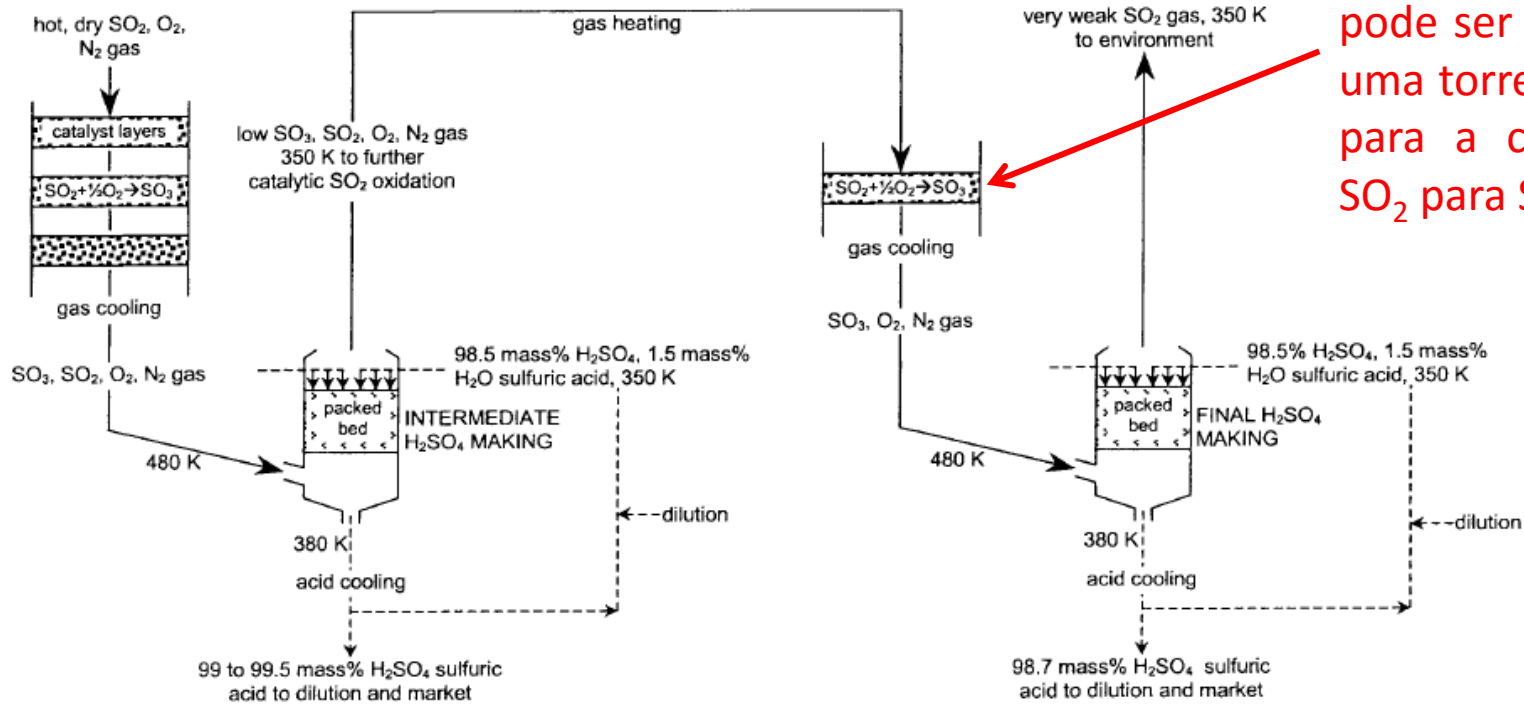
A temperatura do ácido na entrada é controlada utilizando-se de água (figura ao lado). A temperatura do ácido na saída é controlada ajustando a razão: **velocidade de entrada do ácido/ velocidade de entrada do gás**, aumento na razão resulta em **diminuição** na temperatura.



Acid cooler, courtesy Chemetics [www.chemetics.com](http://www.chemetics.com) Cool water flows through 1610 internal 2 cm diameter tubes while warm acid flows counter currently (and turbulently) between the tubes. The tubes are 316L stainless steel. They are resistant to water-side corrosion. They are electrochemically passivated against acid-side corrosion by continuously applying an electrical potential between the tubes and several electrically isolated metal rods. Details: shell diameter 1.65 m; shell material: 304L stainless steel; acid flow: 2000 m<sup>3</sup>/hour; water flow: 2900 m<sup>3</sup>/hour; acid temperature drop: 40 K. (Green pipes = water; metallic pipes = acid.) Fig. 24.6 gives an internal view.



# Processo duplo contato



O gás de saída da torre empacotada pode ser enviado para uma torre de oxidação para a conversão do  $\text{SO}_2$  para  $\text{SO}_3$ .

Double contact  $\text{H}_2\text{SO}_4$  making flowsheet. The two  $\text{H}_2\text{SO}_4$  making packed towers are notable. The left half of the flowsheet oxidizes most of the  $\text{SO}_2$ -in-feed-gas and makes the product  $\text{SO}_3(\text{g})$  into strengthened sulfuric acid. It makes about 95% of the plant's new  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . The right half of the flowsheet oxidizes almost all the remaining  $\text{SO}_2$  and makes its product  $\text{SO}_3(\text{g})$  into strengthened sulfuric acid. The final exit gas is very dilute in  $\text{SO}_2$ . Industrially, all the catalyst beds are in the same 'converter', Fig. 7.7. Table 23.2 gives industrial final  $\text{H}_2\text{SO}_4$  making data.

