

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE

**Estudo Experimental do Desempenho do Ciclone  
Lavador na Absorção de SO<sub>2</sub>**

Autor: **Rodrigo Araújo Sadala**

Orientador: **Waldir Antônio Bizzo**

30/00

ESTÉ EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA  
TESE DEFENDIDA POR RODRIGO ARAÚJO  
SADALA E APROVADA PELA  
COMISSÃO JULGADORA EM 29 / 02 / 2000

  
ORIENTADOR

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E FLUIDOS**

**Estudo Experimental do Desempenho do Ciclone  
Lavador na Absorção de SO<sub>2</sub>**

**Autor: Rodrigo Araújo Sadala**

**Orientador: Waldir Antônio Bizzo**

Curso: Engenharia Mecânica

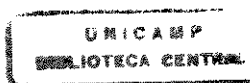
Área de Concentração: Engenharia Térmica e Fluidos

Dissertação de mestrado apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Campinas, 2000

S.P. - Brasil

200013482



UNIDADE	30
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP
	Na 15e
V.	Ex.
TOMBO BC/	42257
PROC.	46-278100
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$11,00
DATA	22/09/00
N.º CPD	

CM-00145819-1

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

Sa15e      Sadala, Rodrigo Araújo  
             Estudo experimental do desempenho do ciclone  
             lavador na absorção de SO<sub>2</sub> / Rodrigo Araújo Sadala.--  
             Campinas, SP: [s.n.], 2000.

            Orientador: Waldir Antônio Bizzo.  
             Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de  
             Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

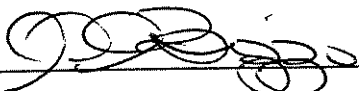
            1. Dessulfuração. 2. Absorção. 3. Lavador  
             (Tecnologia química). 4. Poeira – Remoção – Separação  
             inercial. I. Bizzo, Waldir Antônio. II. Universidade  
             Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia  
             Mecânica. III. Título.

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E FLUIDOS**

**Estudo Experimental do Desempenho do Ciclone**  
**Lavador na Absorção de SO<sub>2</sub>**

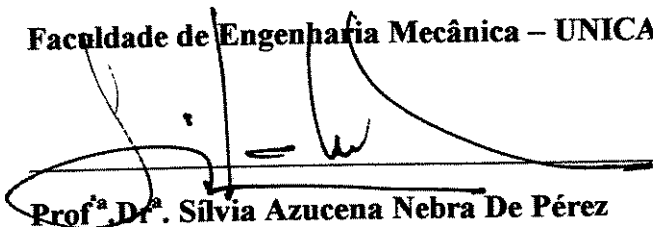
Autor: **Rodrigo Araújo Sadala**

Orientador: **Waldir Antônio Bizzo**



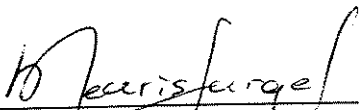
---

**Prof. Dr. Waldir Antônio Bizzo , Presidente**  
**Faculdade de Engenharia Mecânica – UNICAMP**



---

**Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Sílvia Azucena Nebra De Pérez**  
**Faculdade de Engenharia Mecânica – UNICAMP**



---

**Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Meuris Gurgel Carlos Da Silva**  
**Faculdade de Engenharia Química – UNICAMP**

Campinas, 29 de fevereiro de 2000

## **Agradecimentos**

A realização deste trabalho não seria possível sem o apoio da Capes, que forneceu a bolsa de estudos, da Fapesp, que concedeu verba para a construção da bancada experimental, e das pessoas às quais presto minha homenagem:

Aos meus pais pelo apoio e atenção.

Ao Bizzo por garantir o rumo e pela colaboração já no trabalho de graduação.

Ao Caio Glauco pela ajuda em desenho técnico e eletricidade, pelo material emprestado e pela participação na idealização do tema do trabalho e colaboração.

À Araí e à Sílvia, pelas sugestões e participação na qualificação.

Ao pessoal da oficina (Zanaga, Jeferson, Daniel, Setembrino, Mineiro, Gustavo e Gama) pelo ótimo trabalho de montagem dos equipamentos.

A todos os professores e colegas que de alguma forma colaboraram para a conclusão deste trabalho.

## RESUMO

SADALA, Rodrigo Araújo, *Estudo Experimental do Desempenho do Ciclone Lavador na Absorção de SO<sub>2</sub>*, Campinas, : Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual da Campinas, 2000. 70 p. Dissertação (Mestrado)

Poluentes atmosféricos originados de fontes de combustão industrial (NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> e material particulado) são responsáveis por diversos problemas ambientais e de saúde, sendo que, no caso de material particulado, as mais perigosas são as partículas na faixa de 0,1 a 10 µm de diâmetro característico. Uma das técnicas mais tradicionais para coleta de material particulado é a utilização de ciclones de fluxo reverso, porém sua eficiência para partículas abaixo de 5 µm é muito baixa. A adição de um pulverizador de água na entrada de ciclones (ciclone lavador), que normalmente operam a seco, resulta num melhor desempenho na coleta de partículas menores que 5 µm. O controle de emissões de SO<sub>2</sub> em gases de combustão é feito normalmente em absorvedores, sendo os principais equipamentos utilizados a torre com recheio, a torre de nebulização e a torre ciclone. Na torre ciclone a pulverização do líquido é feita no seu eixo central através de aspersores axiais. A combinação do processo de coleta de material particulado com a absorção de SO<sub>2</sub> pode ser conseguida se for utilizada uma solução absorvedora, pulverizada na entrada de um ciclone de fluxo reverso. Neste trabalho, estudou-se o desempenho de um ciclone lavador, cuja família serve à coleta de partículas sólidas, na absorção de SO<sub>2</sub> (ciclone absorvedor). Numa bancada experimental construída para este fim, foi testado um modelo de ciclone lavador e sua eficiência de absorção de SO<sub>2</sub> foi medida em diversas condições controladas de operação. Seu desempenho foi então comparado ao de uma torre de nebulização, operando no mesmo intervalo de tempos de residência dos gases.

### *Palavras Chave*

Ciclone, Dessulfurização, Absorção, Lavador

## Abstract

SADALA, Rodrigo Araújo, *Experimental Study of Cyclone Scrubber Performance in SO<sub>2</sub> Absorption*, Campinas, : Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual da Campinas, 2000. 70 p. Dissertação (Mestrado)

Atmospheric pollution from industrial combustion source (NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub>, fly ash and particles) are responsible for several health and environment problems. In particulate matter and fly ash case, most dangerous are that in range between 0,1 and 10 μ of characteristic diameter. One of most used equipment in particulate matter and fly ash collection is reverse flow cyclone, however it's collection efficiency for particles smaller than 5 μm is very low. The use of a liquid atomizer just at tangential inlet of cyclone (cyclone scrubber or wet cyclone), that usually operates in dry mode, results in a better performance in removing particles smaller than 5 μm. Combustion gaseous SO<sub>2</sub> pollution control use to take place in absorption equipments and most used ones are packed tower, spray tower and cyclone tower. In cyclone tower, liquid atomization occurs in central axis by specific atomization devices. Combination of particle collection and gas absorption can be reached by atomizing an absorber solution at tangential inlet of reverse flow cyclone. In this work, performance of a wet cyclone originally designed for particle collection in absorption of gaseous SO<sub>2</sub> was tested. In an experimental device specially developed, this wet cyclone performance in SO<sub>2</sub> absorption was measured, for several different operation conditions. It's results were than compared whit collection efficiency of a spray tower operating at same residence time range.

### *Key Words*

Cyclone, Desulfurization, Absorption, Scrubber

## **Sumário**

Lista de Figuras	iii
Lista de Tabelas	v
Nomenclatura	vii
<b>1 – INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
<b>2 - REVISÃO DE BIBLIOGRAFIA</b>	<b>2</b>
2.1- Absorção de SO <sub>2</sub>	2
2.2 - Equipamentos de purificação de gases	3
2.2.1- Torres de nebulização	4
2.2.2- Torres recheadas	5
2.2.3 - Torres ciclone	5
2.2.4 - Ciclones separadores	5
2.3- Ciclone lavador	6
2.4 - Projeto de ciclones	12
2.5 - Projeto de absorvedores	16
2.6- Transferência de massa controlada pelo filme de líquido	22
2.7 - Modelo da esfera rígida para balanço de forças	25
2.8 - Diâmetro de gotas	27
<b>3- METODOLOGIA E BANCADA EXPERIMENTAL</b>	<b>29</b>
3.1- Objetivo	29
3.2- Motivação do Experimento	29
3.3- Descrição da Bancada e Metodologia Experimental	32
3.4- Dimensionamento da Bancada Experimental	37
3.5- Instrumentos de Medição	42
<b>4- RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>	<b>44</b>
4.1 - Parâmetros Medidos	44
4.2 - Cálculos de Resultados	45
4.3 - Apresentação de Medidas e Resultados	50



4.4 - Eficiência de pH menor que 9	60
4.5 - Consumo Relativo de Ar no Ciclone Absorvedor	61
4.6 - Discussão dos Resultados	62
5 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA PRÓXIMOS TRABALHOS	69
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	71
ANEXO I	74
ANEXO II	77
ANEXO III	78
ANEXO IV	79

## Lista de Figuras

- Figura 2.1** – Equipamentos utilizados na dessulfurização de gases e separador inercial.
- Figura 2.2** - Ciclone lavador com atomizador pneumático no detalhe.
- Figura 2.3** - Comparação entre eficiências de separação obtidas com utilização de atomizadores de mistura interna e externa.
- Figura 2.4** - Características de controle de atomizador pneumático com mistura interna.
- Figura 2.5** - Efeito da razão l/g na separação.
- Figura 2.6** - Efeito do tempo de residência na eficiência de separação nos modos seco e úmido.
- Figura 2.7** - Parâmetros geométricos de ciclones.
- Figura 2.8** – Comparação entre uma unidade de transferência e um estágio de equilíbrio.
- Figura 3.1** – Fluxograma da experimental operando com ciclone absorvedor.
- Figura 3.2** – Fluxograma da bancada experimental operando com a torre de absorção.
- Figura 3.3** - Distribuição dos bicos pulverizadores e características dos jatos de líquido na torre de nebulização.
- Figura 3.4** - Fluxograma do sistema de amostragem de gases.
- Figura 3.5** - Visualização da bancada experimental a partir de dois diferentes pontos de vista.
- Figura 3.6** - Razões geométricas do ciclone lavador
- Figura 4.1** - Curva de pH mínimo X l/g para pH 9 na saída do lavador.
- Figura 4.2** - Curva de eficiência da torre de nebulização em função do tempo de residência dos gases.
- Figura 4.3** - Eficiência da torre de nebulização em função da razão l/g.
- Figura 4.4** - Curva de eficiência de ciclone 1 em função da razão l/g.
- Figura 4.5** - Curva de eficiência de ciclone 1 em função do tempo de residência.
- Figura 4.6** - Curva de eficiência de ciclone 2 em função da razão l/g.
- Figura 4.7** - Curva de eficiência de ciclone 2 em função da área de transferência.
- Figura 4.8** - Curva de eficiência de ciclone 3 em função da razão l/g.
- Figura 4.9** - Curva de eficiência de ciclone 3 em função do tempo de residência.
- Figura 4.10** - Curva de eficiência de ciclone 4 em função do tempo de residência.
- Figura 4.11** - Curva de eficiência de ciclone 4 em função da área de transferência.

**Figura 4.12** - Comparação entre os desempenhos da torre de nebulização e ciclone 1.

**Figura 4.13** - Curvas de eficiência em função do tempo de residência de ciclone 1 e ciclone 3.

**Figura 4.14** - Efeito da razão  $l/g$  nas eficiências de absorção de ciclone 2 e ciclone 4.

**Figura 4.15** - Comparação entre eficiências de absorção de ciclone 1 e ciclone 3 em função da razão  $l/g$ .

**Figura 4.16** - Comparação entre curvas de eficiência de absorção em função da área de transferência e da razão  $l/g$  para ciclone 2.

## **Lista de Tabelas**

**Tabela 1.1-** Tabela de resultados do tempo de relaxação.

**Tabela 3.1** - Fatores limitantes aos intervalos de operação da bancada experimental.

**Tabela 3.2** - Relação de instrumentos de medição da bancada de absorção de SO<sub>2</sub>.

**Tabela 4.1** - Parâmetros constantes e intervalos de variação para cada série de medidas.

**Tabela 4.2** - Principais parâmetros de operação e eficiência de absorção na torre de nebulização.

**Tabela 4.3** - Tempo de residência, velocidade dos gases, diâmetro médio de gotas, área de transferência e fração volumétrica de líquido na torre de nebulização.

**Tabela 4.4** - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 1.

**Tabela 4.5** - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 1.

**Tabela 4.6** - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 2.

**Tabela 4.7** - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 2.

**Tabela 4.8** - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 3.

**Tabela 4.9** - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 3.

**Tabela 4.10** - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 4.

**Tabela 4.11** - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 4.

**Tabela 4.12** - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove da torre de nebulização.

**Tabela 4.13** - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove de ciclone 1.

**Tabela 4.14** - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove da torre ciclone 2.

**Tabela 4.15** - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove de ciclone 3.

**Tabela 4.16** - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove de ciclone 4.

**Tabela 4.17** - Consumo relativo de ar comprimido em cada ponto de medidas do ciclone.

**Tabela 4.18** - Medidas secundárias da torre de nebulização.

**Tabela 4.19** - Medidas secundárias de ciclone 1.

**Tabela 4.20** - Medidas secundárias de ciclone 2.

**Tabela 4.21** - Medidas secundárias de ciclone 3.

**Tabela 4.22** - Medidas secundárias de ciclone 4.

## NOMENCLATURA

### Letras latinas

$\alpha$ = área interfacial líq-gás por unidade de vol. da coluna	(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
$a$ = parâmetro adimensional do ciclone	(-)
$A$ = raio da esfera	(m)
$A_{ic}$ = área da secção transversal da entrada do ciclone	(m <sup>2</sup> )
$A_r$ = número de Archimedes	(-)
$A_T$ = área de transferência estimada	(m <sup>2</sup> )
$A_{tor}$ = área da secção transversal da torre	(m <sup>2</sup> )
$a_v$ = superfície de recheio por volume unitário	(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
$a_w$ = área superficial do recheio molhado	(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
$B$ = diâmetro da saída do ciclone	(pés)
$b$ = parâmetro adimensional do ciclone	(-)
$C_1$ = constante adimensional, característica do tipo de recheio	(-)
$C_A$ = conc. adimensional do soluto na fase líq.	(-)
$c_A$ = concentração do soluto em cada posição	(mol/l)
$c_{Ai}$ = concentração do soluto dissolvido na interface gás líquido	(mol/l)
$c_B$ = concentração instantânea do íon reagente	(mol/l)
$C_B$ = conc. adimensional do íon reagente na fase líq.	(-)
$c_{B0}$ = concentração inicial do íon reagente na fase líquida	(mol/l)
$C_D$ = coeficiente de arrasto da gota	(-)
$Cent$ = concentração do SO <sub>2</sub> na entrada do lavador	( ppm )
$C_{sd}$ = concentração do SO <sub>2</sub> na saída do lavador	( ppm )
$C_{SO_2_{rmm}}$ = concentração de SO <sub>2</sub> remanescente	(ppm)
$C_w$ = coeficiente de arrasto	(-)
$d$ = diâmetro do núcleo no ponto de inversão do vórtice	(pés)
$D$ = diâmetro do tubo	(m)
$D_A$ = coefic. de difusão do soluto dissolvido na fase líq.	(m <sup>2</sup> /s)

$D_{AB}$ = difusividade do componente A em B	(m <sup>2</sup> /s)
$D_B$ = coeficiente de difusão do íon reagente	(m <sup>2</sup> /s)
$D_c$ = diâmetro adimensional do ciclone	(-)
$D_e$ = diâmetro adimensional da saída do ciclone	(-)
$D_G$ = difusividade componente absorvível na fase gasosa	(m <sup>2</sup> /s)
$D_{GT}$ = diâmetro de gota	(m)
$D_{GT}$ = diâmetro de gota	(µm)
$D_i$ = diâmetro adimensional da entrada do ciclone lavador	(mm)
$D_L$ = coeficiente de difusão na fase líquida	(m <sup>2</sup> /s)
$D_n$ = diâmetro do orifício do bocal de pressão	(m)
$d_p$ = diâmetro da partícula	(pés)
$D_P$ = dimensão nominal do recheio	(m)
$D_V$ = diâmetro médio volumétrico	(m)
$f(k_B T/\epsilon_{AB})$ = função de colisão	(-)
$Fo$ = número de Fourier	(-)
$Fo_f$ = tempo adimensional (análogo ao n <sup>o</sup> de Fourier)	(-)
$FV_{liq}$ = fração volumétrica do líquido no interior do lavador	(-)
$g$ = aceleração da gravidade	(m/s <sup>2</sup> )
$G$ = fator de projeto do ciclone separador	(-)
$G_G$ = fluxo mássico da fase gasosa	(kg/s.m <sup>2</sup> )
$G_L$ = fluxo mássico da fase líquida	(kg/s.m <sup>2</sup> )
$g_{sep}$ = aceleração da gravidade	(pés/s <sup>2</sup> )
$H$ = parâmetro adimensional de altura do ciclone	(-)
$h$ = parâmetro adimensional de altura do ciclone	(-)
$He$ = constante de Henry	(mol/L.atm)
$H_G$ = altura da unidade de transferência	(m)
$k$ = constante de reação	(m <sup>3</sup> /kmol.s)
$K$ = constante do ciclone	(-)
$K_A$ = constante do ciclone	(-)
$k_B$ = constante de Boltzman	(-)
$K_B$ = constante do ciclone	(-)
$K_C$ = constante do ciclone	(-)

$k_G$ = coefic. transf. de massa da fase gasosa	(moles/s.m <sup>2</sup> )
$k_G'$ = coef. transf. massa fase gasosa	(moles/s.m <sup>2</sup> .atm)
$k_G''$ = coefic. de transf. de massa da fase gasosa	(m/s)
$K_{GA}$ =coefic. global transf. de massa da fase gasosa	(moles/s)
$k_L$ = coef. transf. massa fase líquida	(moles/s.m <sup>2</sup> )
$L$ = altura da torre de absorção	(m)
$l$ = comprimento natural do ciclone separador	(pés)
$M$ = parâmetro adimensional	(-)
$M_A, M_B$ = pesos moleculares dos gases A e B	(kg/kg-mol)
$m_{GS}$ = vazão de gases contaminados	(kg/h)
$n$ = exponencial de vórtice do ciclone separador	(-)
$N$ = parâmetro adimensional	(-)
$N_A$ = fluxo mássico de soluto	(kg/m <sup>2</sup> .s)
$\bar{N}_A$ = fluxo molar do componente A	(moles / m <sup>2</sup> .s)
$N_G$ = número de unidades de transferência	(-)
$P$ = pressão dos gases no ciclone separador	(mmCA)
$P_{ARC}$ = presssão de ar no atomizador pneumático	(bars)
$P_{ent}$ = pressão dos gases na entrada	(mmCA)
$P_{liq}$ = pressão de líquido nos pulverizadores	(bars)
$pH_{médio}$ = pH médio utilizado durante cada série de medidas	(-)
$pH_{min}$ = pH mínimo para que pH do líquido na saída seja 9	(-)
$P_{liq}$ = pressão do líquido absorvedor	(bars)
$P_{sd}$ = pressão dos gases na saída dos lavadores	(mmCA)
$P_t$ = pressão absoluta	(N/m <sup>2</sup> )
$P_X$ = pressão parcial do gás	(atm)
$Q$ = vazão total de gases no ciclone separador	(pés <sup>3</sup> /s)
$Q_{arc}$ = vazão volumétrica de ar do atomizador	(l /min)
$Q_{GS}$ = vazão de gases contaminados	(m <sup>3</sup> /s)
$Q_{l/g}$ = vazão de líquido absorvedor da razão l/g	(l / s)
$Q_L$ = vazão volumétrica de líquido da área de troca	(m <sup>3</sup> /s)
$Q_{liq}$ = vazão volumétrica de líquido	(l / h)
$R$ = distância radial adimensional em relação ao centro da gota	(-)



$R'$ = distância radial do centro da gota	(m)
$R_{AB}$ = número adimensional	(-)
$r_{AB}$ = separação molecular	(nm)
$Re$ = número de Reynolds	(-)
$r_{GT}$ = raio da gota média	(m)
$S$ = parâmetro adimensional do ciclone	(-)
$Sc$ = Número de Schmidt	(-)
$Scv$ = área da seção da coluna vazia	(m <sup>2</sup> )
$S_d$ = comprimento adimensional da trajetória da partícula	(-)
$Sh$ = número de Sherwood	(-)
$SO_{2rmn}$ = $SO_2$ remanesc. quando pH da líquido atinge 9	(ppm)
$T$ = temperatura absoluta	(K)
$t$ = tempo de contato	(s)
$T_b$ = temperatura do ponto normal de ebulição	(K)
$T_F$ = temperatura no ciclone separador	(°F)
$T_{GS}$ = temperatura dos gases na entrada	(°C)
$TR$ = tempo de residência dos gases no interior do ciclone	(s)
$T_{TQ}$ = temperatura do líq.no tanque de recirculação	(°C)
$U$ = velocidade adimensional da gota relativa ao gás	(-)
$u$ = velocidade da gota em relação à mistura gasosa	(m/s)
$u_0$ = velocidade inicial da gota	(m/s)
$U_0$ = velocidade inicial adimensional da gota	(-)
$u_{p0}$ = velocidade inicial da gota relativa ao bocal de aspersão	(m/s)
$u_r$ = velocidade terminal da gota	(m/s)
$u_T$ = velocidade terminal da gota	(m/s)
$v$ = volume molar do líquido em $T_b$	(m <sup>3</sup> /kmol)
$V$ =vazão molar da fase gasosa	(moles/s)
$v_a$ = velocidade relativa entre ar e líquido	(pés/s)
$V_{cic}$ = velocidade dos gases na entrada do ciclone	(m/s)
$V_H$ = volume do cic.sep.abaixo do duto de saída	(pés <sup>3</sup> )
$v_i$ = velocidade de entrada no ciclone separador	(pés/s)
$V_{lav}$ = volume do lavador	(m <sup>3</sup> )

$V_{nl}$ = volume do ciclone no comp.natural	(pés <sup>3</sup> )
$v_{rel}$ = velocidade relativa	(m/s)
$v_s$ = velocidade de saltação no ciclone separador	(pés/s)
$V_{tor}$ = velocidade dos gases no interior da torre	(m/s)
$We$ = número de Weber	(-)
$[X(aq)]$ = concentração aquosa do gás	(mol/l)
$x_{vs}$ = diâmetro médio de gotas de Sauter	(microns)
$y$ = fração molar do contaminante na fase gasosa	(-)
$y$ = fração molar na fase gasosa do componente transferível	(-)
$y^*$ = fração molar de equilíbrio com a fase líquida	(-)
$y_{A0}$ = fração molar inicial do componente A	(-)
$y_{AL}$ = fração molar do componente A na posição L	(-)
$y_{B0}$ = fração molar inicial do componente B	(-)
$y_{BL}$ = fração molar do componente B na posição L	(-)
$y_i$ = fração molar do componente transferível na interface	(-)
$z$ = altura da coluna de absorção	(m)

### Letras Gregas

$\Delta P$ = queda d pressão do ciclone separador	(pol.CA)
$\epsilon_{AB}$ = energia de atração molecular	(-)
$\Theta_d$ = número adimensional	(-)
$\eta$ = eficiência de absorção do ciclone lavador	(-)
$\eta_i$ = eficiência fracional para diâmetro médio de partículas	(%)
$\eta_{ov}$ = eficiência de pH menor que 9	(-)
$\mu$ = viscosidade do líquido	(centipoises)
$\mu_G$ = viscosidade do gás	(kg/m.s)
$\mu_L$ = viscosidade do líquido	(kg/m.s)
$\mu_{sep}$ = viscosidade do gás no ciclone separador	(lbm/ft-s)
$\nu$ = viscosidade cinemática do gás	(m <sup>2</sup> /s)
$\rho_f$ = densidade do gás que passa pelo cic.separador	(lbm/pés <sup>3</sup> )
$\rho_{fd}$ = densidade do fluido que passa pelo cic. lavador	(kg/m <sup>3</sup> )

$\rho_{H_2O}$ = densidade da água	(lbm/pés <sup>3</sup> )
$\rho_G$ = densidade do gás	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_L$ = densidade do líquido	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho'_L$ = densidade do líquido	(lb/pés <sup>3</sup> )
$\rho_M$ = densidade da solução	(kg / m <sup>3</sup> )
$\rho_P$ = densidade da partícula	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_{Psep}$ = densidade da partícula	(lbm/pés <sup>3</sup> )
$\sigma$ = tensão superficial do líquido	(dyn/cm)
$\sigma_C$ = tensão superficial crítica do material do recheio	(dyn/cm).
$\sigma_L$ = tensão superficial do líquido	(N/m)
$\tau_P$ = tempo de relaxação da partícula	(s)
$u$ = velocidade do gás relativa ao equipamento	(m/s)
$\omega_{Ai}$ = fração mássica do soluto na interface gás-líquido	(-)

## Capítulo 1

### Introdução

As emissões de fontes de combustão industrial podem ser constituídas de compostos gasosos ou de partículas sólidas. No caso de plantas industriais que fazem a queima de combustíveis fósseis, os principais poluentes gasosos são os óxidos de nitrogênio ( $\text{NO}_x$ ) e de enxofre ( $\text{SO}_x$ ) e partículas sólidas que são constituídas principalmente de fuligem e cinzas.

O controle das emissões de óxidos de enxofre e nitrogênio e de partículas sólidas é usualmente feito em duas etapas, requerendo dois sistemas distintos.

As fontes de óxidos de enxofre são variadas, assim como as suas formas de controle, porém a química de seus processos de controle é absolutamente similar em todos os casos (De Nevers, 1995). Os óxidos de enxofre são gases extremamente irritantes para o sistema respiratório, podendo causar prejuízos à saúde quando em altas concentrações. Formam também partículas secundárias de diâmetros inferiores a  $10\ \mu\text{m}$  na atmosfera. Quando o  $\text{SO}_2$  sofre oxidação forma  $\text{SO}_3$ , que pode reagir com a água da atmosfera formando ácido sulfúrico, e também com amônia ou outros cátions presentes na atmosfera para formar sulfatos. Devido à possível formação de ácidos, é um dos principais responsáveis pela chuva ácida, juntamente com o  $\text{NO}_x$ .

Os materiais particulados emitidos na atmosfera têm sido responsáveis por diversos problemas à saúde humana, principalmente as partículas na faixa de  $0,1$  a  $10\ \mu\text{m}$  de diâmetro. Os processos de combustão são as principais fontes de emissão de partículas desta ordem de grandeza.

Ciclones, filtros de manga, lavadores tipo venturi e precipitadores eletrostáticos são utilizados para o controle de emissões de particulados.

## Capítulo 2

### Revisão de Literatura

#### 2.1- Absorção de SO<sub>2</sub>

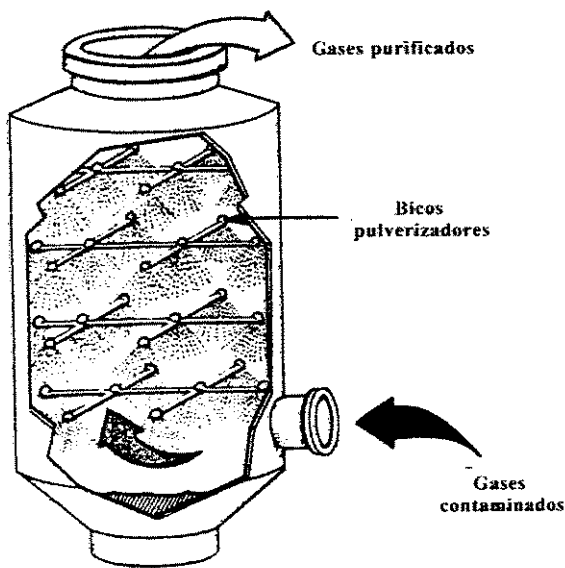
A dessulfurização de gases de combustão é geralmente feita através da absorção dos componentes gasosos SO<sub>2</sub> e SO<sub>3</sub> em uma corrente de líquido, normalmente uma solução alcalina. Neste tipo de processos, os parâmetros importantes são a área interfacial entre as duas fases, a solubilidade do soluto e o tempo de residência, que depende diretamente da velocidade do escoamento. A transferência de uma fase para a outra ocorre por difusão devido à diferença de concentrações de soluto entre as duas fases.

Durante esse processo, podem ser identificadas três etapas: difusão do contaminante através da fase gasosa até a interface gás-líquido, transferência do soluto através da interface e difusão do mesmo através da fase líquida. No modelamento desses processos, a segunda etapa (transferência na interface) pode ser desconsiderada pois é extremamente rápida em comparação com as outras. Quando a velocidade de difusão do componente gasoso no líquido é alta, o que depende fortemente de sua solubilidade no mesmo, a absorção é controlada pelo filme de gás. Inversamente, quando a solubilidade do componente gasoso no líquido é pequena, a absorção é controlada pelo filme de líquido. Na absorção de SO<sub>2</sub>, a adição de um reagente alcalino na água aumenta a eficiência de absorção pois, ao reagir com o soluto formando outro composto, ajuda a manter a concentração do gás abaixo do nível de solubilidade na fase líquida (Mycock et al., 1995).

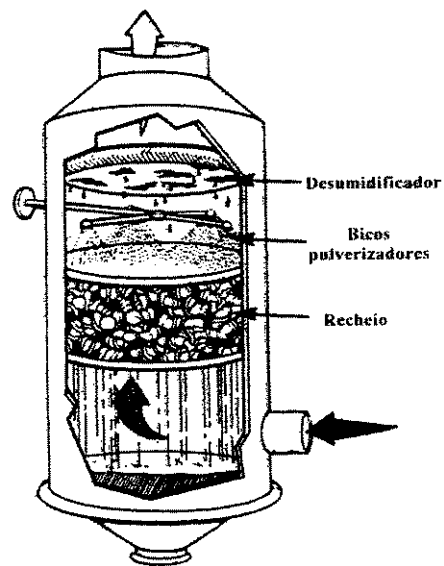
Na indústria, os principais reagentes utilizados são o carbonato de cálcio (CaCO<sub>3</sub>) e o hidróxido de cálcio (CaOH). O teor de enxofre dos combustíveis é um importante fator de custo na dessulfurização dos gases de exaustão provenientes de sua queima. Combustíveis de menor teor de enxofre são mais caros e o equilíbrio entre o preço do combustível utilizado e o custo do tratamento dos gases é o caminho para a minimização dos custos do controle das emissões de SO<sub>2</sub> (Atkins, 1975).

## 2.2 - Equipamentos de Purificação de Gases

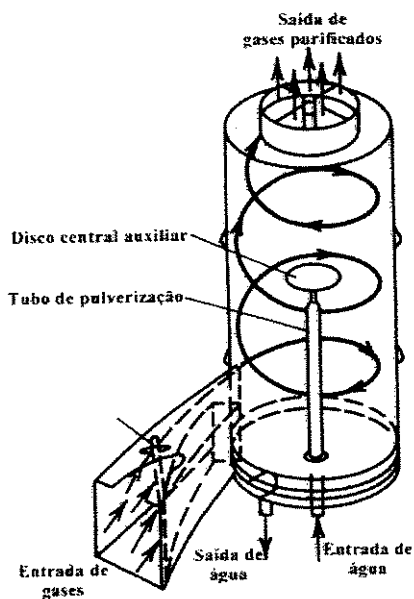
Entre os modelos de equipamentos usados no processo de dessulfurização podemos destacar as torres com recheio, as torres sem recheio ou de nebulização e as torres ciclone (figura 2.1).



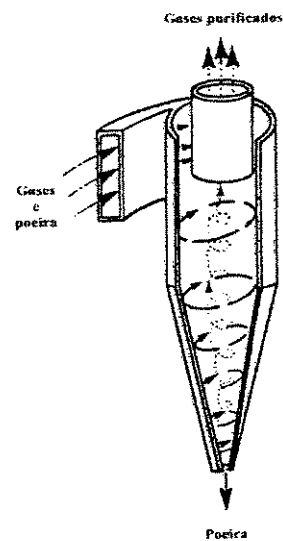
(a) Torre de nebulização (Mycock et al., 1995)



(b) Torre recheada (Mycock et al., 1995)



(c) Torre Ciclone (Crocker & Schnelle Jr., 1984)



(d) Ciclone Separador (Mycock et al., 1995)

Figura 2.1 – Equipamentos utilizados na dessulfurização de gases (a, b e c) e separador inercial (d)

### 2.2.1 - Torres de nebulização

A torre de nebulização é o tipo de equipamento mais simples utilizados na dessulfurização de gases. Consiste de uma torre cilíndrica oca e vazia, dispendo de um conjunto de bicos pulverizadores que distribuem o líquido absorvedor em gotas no seu interior, de forma que toda sua área seccional seja contemplada. Normalmente o arranjo é em contracorrente com a entrada de gases na parte inferior. Suas principais limitações são a ocorrência da aglutinação e/ou migração das gotas em direção à parede, formando-se um filme de líquido. Nos dois casos há redução na área de transferência (Mycock et al., 1995).

Há a tendência de a fase líquida no interior da coluna de absorção formar um filme nas paredes da mesma, deixando de escoar como gotas com seu afastamento dos bocais de aspersão. Isso se deve à componente radial de sua velocidade, no referencial cilíndrico da coluna. O escoamento gasoso em sentido contrário pode provocar o desprendimento de parte desse líquido, fazendo-o voltar à configuração de gotas. Esse fato ocorre com maior frequência em velocidades maiores do gás (Schmidt & Stichlmair, 1991).

No projeto de sistemas de aspersão de torres de nebulização deve-se procurar obter distribuição homogênea do líquido reagente ao longo da área de qualquer secção transversal de uma torre. (Mycock et al, 1995).

Para velocidades da corrente gasosa no interior da torre de até 4 m/s em contracorrente com o escoamento da fase líquida, podem ser desconsiderados efeitos de turbulência sobre as gotas (Michalski, 1997). A área da seção transversal da coluna deve ser determinada de tal forma que a velocidade do gás no interior da mesma fique entre 50 e 75% da velocidade acima da qual o escoamento se torna turbulento (Mycock et al, 1995).

Strock & Gohara (1994) publicaram um trabalho detalhado baseado em estudo experimental sobre as características fluidodinâmicas de torres de nebulização.

### 2.2.2 - Torres recheadas

A torre recheada é o tipo mais utilizado de absorvedores de componentes gasosos utilizado. O líquido absorvedor é espalhado sobre o material do recheio que proporciona uma grande área de contato entre as duas fases. Os arranjos das fases podem ser em contracorrente ou co-corrente (Mycock et al., 1995). A presença de material particulado pode ser um problema na operação de torres recheadas, devido à possibilidade de entupimento; no caso de utilização em dessulfurização de gases de combustão pode ser necessária a utilização de um dispositivo de coleta de particulados antes do lavador.

### 2.2.3 - Torres Ciclone

Uma variação das torres de nebulização são as torres ciclone. O gás entra tangencialmente na parte inferior, seguindo uma trajetória ascendente em espiral e saindo por cima. A injeção do líquido absorvedor é feita no centro da torre ou na região axial através de um aspersor, seguindo uma trajetória radial até a parede do equipamento, escorrendo então para a região inferior do mesmo. Apresentam maiores coeficientes de transferência de massa do que as torres de nebulização de características equivalentes (Crocker & Schnelle Jr., 1984).

O contato entre gás e líquido em torres ciclônicas envolve altas velocidades relativas entre as duas fases e propicia altos coeficientes de transferência de massa, em comparação com absorvedores convencionais. As torres ciclone se caracterizam por tempos de contato curtos e boa absorção em um único estágio. A pulverização de gotas bem pequenas (em torno de 50  $\mu\text{m}$ ) resulta em uma combinação de grande área interfacial e alto coeficiente de transferência de massa (Schrauwen & Thoenes, 1988).

### 2.2.4 - Ciclones Separadores

Os ciclones de fluxo reverso nas clássicas configurações de Stairmand e Lapple são os mais utilizados ( Coker, 1993 ). Neles a corrente de gás carregada de partículas entra pela seção superior do corpo cilíndrico, tangencialmente ou através de uma entrada em voluta. O corpo cilíndrico induz a mistura de gases e partículas a um fluxo em vórtice rotativo descendente. A

UNICAMP

BIBLIOTECA CENTRAL

SEÇÃO CIRCULANTE



força centrífuga separa as partículas de poeira da corrente de gás, deslocando-as em direção à parede do cilindro e para a seção cônica abaixo até a saída, localizada na seção inferior do equipamento, onde são coletadas em um recipiente específico. O gás, que também se desloca para baixo através das seções cônica e cilíndrica, termina por entrar em um vórtice central ascendente, saindo do ciclone pelo tubo de saída de gases, localizado na parte superior do equipamento e com o mesmo eixo de simetria do ciclone. Este tubo consiste de uma conexão cilíndrica, o interceptador de vórtice, cuja extremidade inferior se estende abaixo do nível da entrada tangencial do ciclone. A separação depende do arranjo de velocidade das partículas, determinado pelo tamanho, densidade e forma (Coker, 1993). Outras configurações e seus respectivos modelos de cálculo também têm sido utilizados (Mothes e Löffler, 1984).

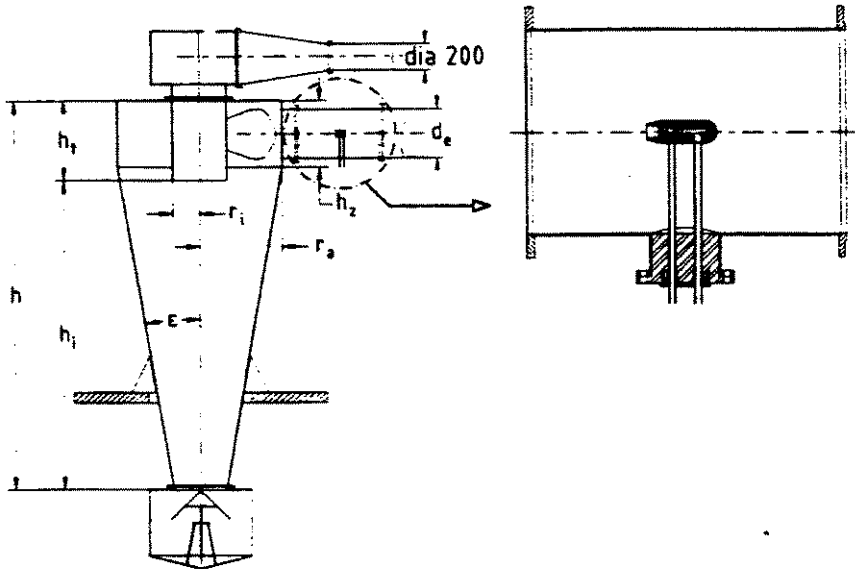
Embora entre os equipamentos disponíveis o ciclone predomine, devido ao seu custo relativamente baixo, sua eficiência é menor em relação aos outros para partículas de diâmetros inferiores a 5  $\mu\text{m}$ , restringindo sua aplicação a poeiras de granulometria relativamente maior (Mycock et al., 1995).

Os dimensionamentos de ciclones são feitos a partir de correlações empíricas, devido à falta de um modelo teórico satisfatório, embora tenham sido publicados muitos trabalhos de simulação teórica do escoamento de gases e partículas sólidas em ciclones. Essas correlações determinam a eficiência fracional de coleta e a queda de pressão em função das características da partícula e do fluido e da geometria do ciclone. A queda de pressão, diferença das pressões estáticas entre a entrada e a saída do equipamento, é uma medida de seu consumo de energia. A curva de eficiência fracional mostra a porcentagem de partículas recolhidas em função do tamanho da partícula (Heumann, 1991).

### 2.3 - Ciclone Lavador

Entre os processos de purificação de gases, Krames e Bütner (1994) desenvolveram estudos que apresentam uma inovação: um separador inercial do tipo ciclone úmido com volume de 960 litros (figura 2.2); desenhado com base nas equações de Barth e Muschelknautz, adiciona ao sistema, que usualmente opera a seco, a pulverização de água através de um bocal pneumático instalado diretamente na entrada tangencial do equipamento. A velocidade máxima de operação é

de 7,27 m/s na entrada do ciclone lavador. A família do ciclone utilizado, diferentemente de configurações clássicas, possui entrada com secção transversal circular.



**Figura 2.2-** Ciclone lavador com atomizador pneumático no detalhe.

Dimensões do ciclone lavador: raio  $r_a$  480 mm, raio do duto de saída  $r_i$  160 mm, altura  $h$  2320 mm, altura da câmara de entrada  $h_z$  400 mm, altura do duto de saída  $h_t$  580 mm, diâmetro da entrada  $d_e$  300mm (Krames e Bütner, 1994).

Com a utilização de um atomizador pneumático de líquidos, obtêm-se um diâmetro médio de gotas em torno de 50  $\mu\text{m}$ . A presença de ar comprimido influencia fortemente a fluidodinâmica na entrada, fato verificado através de medidas de flutuações de velocidade, de tal forma que condições de escoamento turbulento podem ser assumidas no tubo e no interior do ciclone lavador. Optou-se por um atomizador de mistura interna, capaz de produzir gotas de diâmetros menores que atomizadores de mistura externa, com o mesmo consumo de energia, conforme verificação experimental (Krames e Bütner, 1994).

A figura 2.3 faz a comparação entre as curvas de eficiências fracionais no seco e no modo úmido com atomizadores de mistura interna e externa.

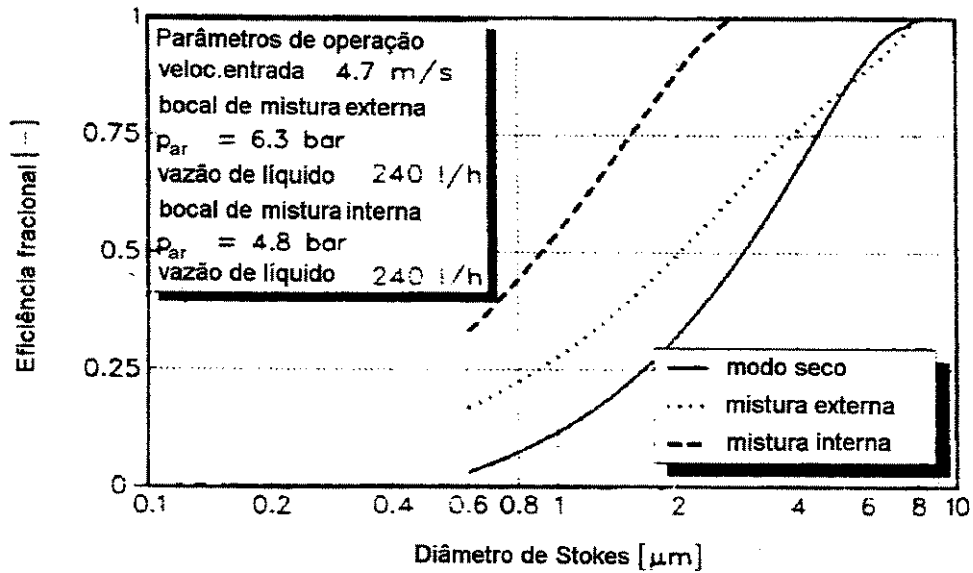


Figura 2.3- Comparação entre eficiências de separação obtidas com utilização de atomizadores de mistura interna e externa (Krames e Bütner, 1994).

A limitação dos atomizadores de mistura interna está no fato de que as vazões de ar comprimido e líquido pulverizado influenciam-se mutuamente. Suas vazões são determinadas pelos diâmetros dos orifícios de saída e pelas pressões do ar e do líquido (Krames e Bütner, 1994).

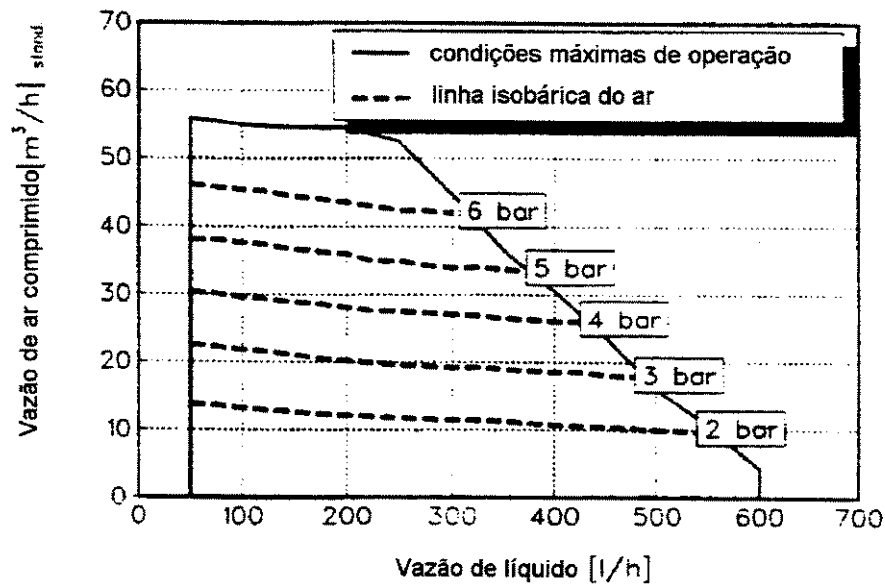


Figura 2.4- Características de controle de atomizador pneumático com mistura interna. A operação é possível na área demarcada (Krames e Bütner, 1994).

Sem adição de água, o ciclone opera como um separador inercial. A propriedade de separação é mantida quando adiciona-se água ao sistema, havendo também a separação das gotas e a ocorrência de novos mecanismos de separação, resultando na somatória dos efeitos individuais sobre a poeira e em um melhor desempenho em relação ao ciclone seco (Krames e Bütner, 1994).

As partículas de poeira, cujos pequenos diâmetros (menores que 1  $\mu\text{m}$ ) não permitem a separação inercial, respondem intensamente à turbulência no interior do ciclone lavador devido ao tamanho reduzido. Com movimentos transversais à direção do escoamento, chocam-se com as gotas de líquido e são englobadas pelas mesmas. Este fenômeno é chamado de difusão turbulenta.

Quando existe velocidade relativa entre gotas de líquido e partículas, estas não são capazes de seguir a trajetória das linhas de corrente em torno das gotas, devido à inércia, chocando-se com as mesmas e sendo também englobadas. Este fenômeno é chamado de impacção inercial (Krames e Bütner, 1994).

As gotas de líquido entram no escoamento principal em alta velocidade e a velocidade relativa entre gotas e gases caminha para uma pequena diferença. A velocidade terminal das gotas é pouco menor que a dos gases, sendo arrastada por eles. Uma estimativa do intervalo de tempo em que a gota atinge sua velocidade terminal é fornecida pelo tempo de relaxação. No caso do ciclone lavador este intervalo de tempo é muito curto (da ordem de  $10^{-3}$  s) e as distâncias percorridas são próximas de 11 cm para gotas de 50  $\mu\text{m}$ . Conclui-se assim que a separação no ciclone lavador se dá principalmente por difusão turbulenta (Krames e Bütner, 1994).

$$\tau_P = \frac{4}{3} \frac{\rho_P \times d_P}{\rho_{fd} \times |v_{rel}| \times C_W \times \text{Re}} \quad (2.1)$$

onde :

$\tau_P$ = tempo de relaxação da partícula	(s)
$\rho_P$ = densidade da partícula	( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
$d_P$ = diâmetro da partícula	( $\mu\text{m}$ )
$\rho_{fd}$ = densidade do fluido	( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$v_{rel}$ = velocidade relativa	(m/s)
$C_w$ = coeficiente de arrasto	(-)
$Re$ = número de Reynolds	(-)

Tempos de relaxação calculados p/ gota ( $v_{max} = 39$  m/s;  $v_w = 4.5$  m/s;  $\rho_p = 1000$  kg/m<sup>3</sup>).

Diâmetro gota $d_T$ [ $\mu$ m]	5.0	10.0	30.0	50.0	80.0	100.0
Tempo relaxação $\tau$ [s]	$1.45 \times 10^{-4}$	$4.99 \times 10^{-4}$	$3.28 \times 10^{-3}$	$7.58 \times 10^{-3}$	$1.6 \times 10^{-2}$	$2.27 \times 10^{-2}$
Distância percorrida [m]	$2.25 \times 10^{-3}$	$7.65 \times 10^{-3}$	$4.86 \times 10^{-2}$	0.11	0.23	0.32

**Tabela 1.1-** Tabela de resultados do tempo de relaxação (Krames e Bütner, 1994).

No interior da câmara de vórtice, partículas sólidas e líquidas são então arrastadas para as paredes do ciclone lavador quando submetidas às forças inerciais presentes e conduzidas em direção ao tanque de efluentes pelo escoamento da camada limite da parede (Krames e Bütner, 1994).

Para se determinar a quantidade de líquido lavador necessária para a separação, a taxa de fluxo de água foi relacionada com o volume de gás limpo. Isso resulta na razão água-gás ( l/g ) ou consumo volumétrico de água, que têm a dimensão l/m<sup>3</sup>. Outros lavadores úmidos de alta eficiência como os venturi operam a uma razão l/g de 0,5 até 5,0 l/m<sup>3</sup>. As investigações apresentadas foram ensaiadas com uma relação l/g entre 0,05 e 0,25 l/m<sup>3</sup>. Isso resulta em um custo de líquido lavador substancialmente mais baixo e uma redução na quantidade de água para tratamento.

A conseqüência de uma razão l/g mais alta é uma distribuição de tamanhos de gotas mais grosseira, normalmente uma desvantagem para a impacção inercial. As menores partículas a serem separadas estão em uma faixa onde velocidades relativas superiores a 100 m/s são necessárias para qualquer impacção inercial de alguma significância. Por outro lado, com uma razão l/g maior, a concentração de gotas aumenta e com isso a distância média entre gotas é reduzida. Sob condições estáveis de fluxo de gases, isso implica em maior probabilidade de impacto ou separação causadas por difusão turbulenta. Os resultados obtidos (figura 2.5) mostram que com maior concentração de gotas ocorre maior separação, portanto, a predominância da difusão turbulenta é confirmada.

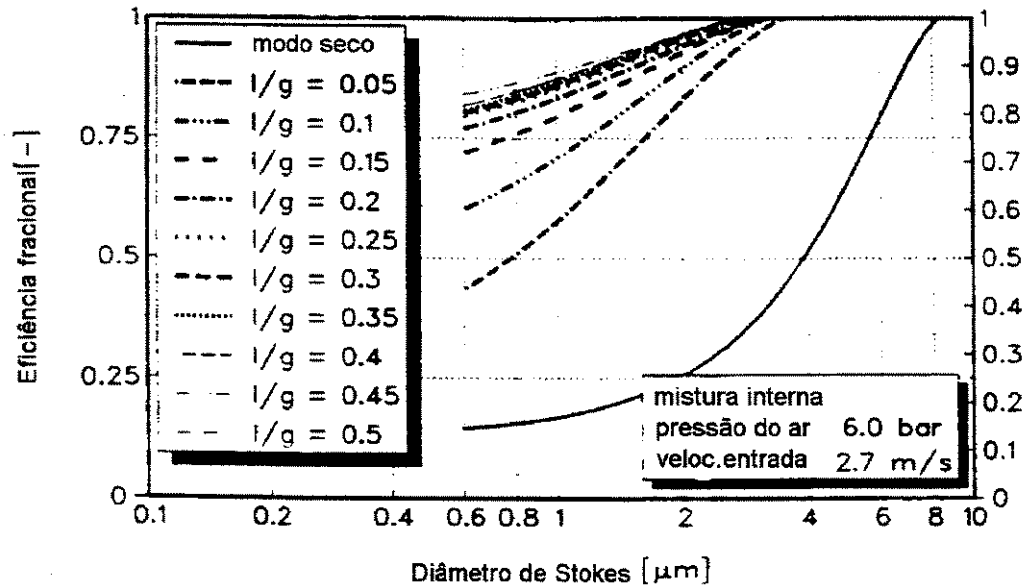


Figura 2.5- Efeito da razão  $l/g$  na separação (Krames e Bütner, 1994).

A principal consequência da predominância da separação por fenômenos difusivos no ciclone lavador é que maiores velocidades do escoamento e, portanto, menores tempos de residência produzem menores eficiências na separação das partículas. Nesse aspecto, ciclones secos e úmidos se comportam de maneira inversa.

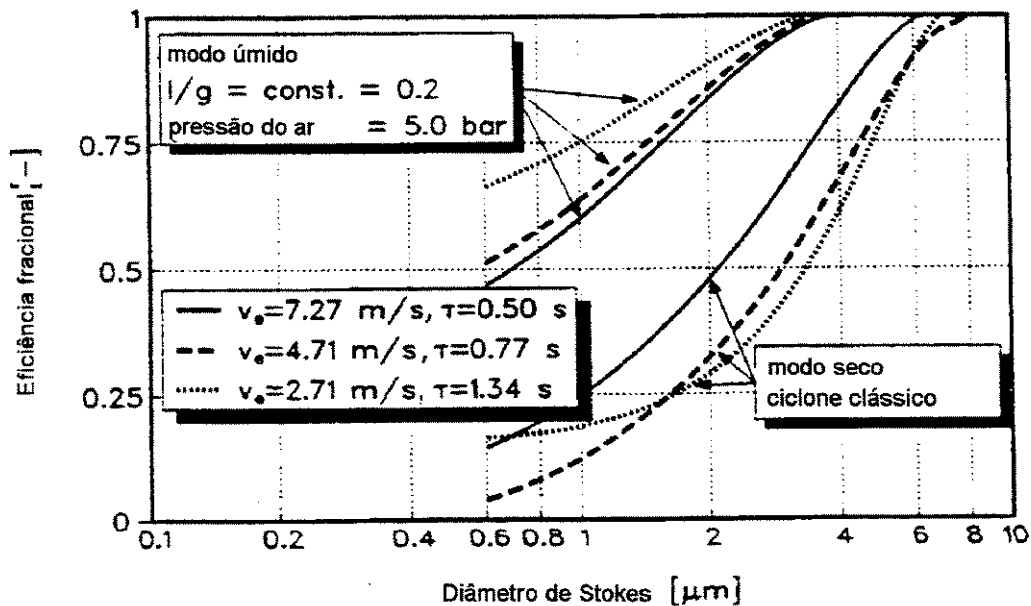


Figura 2.6- Efeito do tempo de residência na eficiência de separação nos modos seco e úmido (Krames e Bütner, 1994).

O ar saiu do ciclone lavador saturado de vapor de água, o que demonstra boa transferência de calor e massa. Em testes realizados no ciclone lavador com partículas de quartzo foi obtida eficiência de aproximadamente 99% para partículas maiores que 3 μm e perda de carga similar à dos ciclones secos (Krames e Bütner, 1994).

## 2.4 - Projeto de Ciclones

Koch e Licht (1977) apresentam uma metodologia para estimativas preliminares de parâmetros de projeto de um ciclone e uma expressão matemática para estimativas de eficiência. A fim de descrever adequadamente um ciclone, sete razões geométricas devem ser especificados em termos do diâmetro do ciclone (figura 2.7):

$$\frac{a}{D_c}, \frac{b}{D_c}, \frac{D_e}{D_c}, \frac{S}{D_c}, \frac{h}{D_c}, \frac{H}{D_c}, \frac{B}{D_c}$$

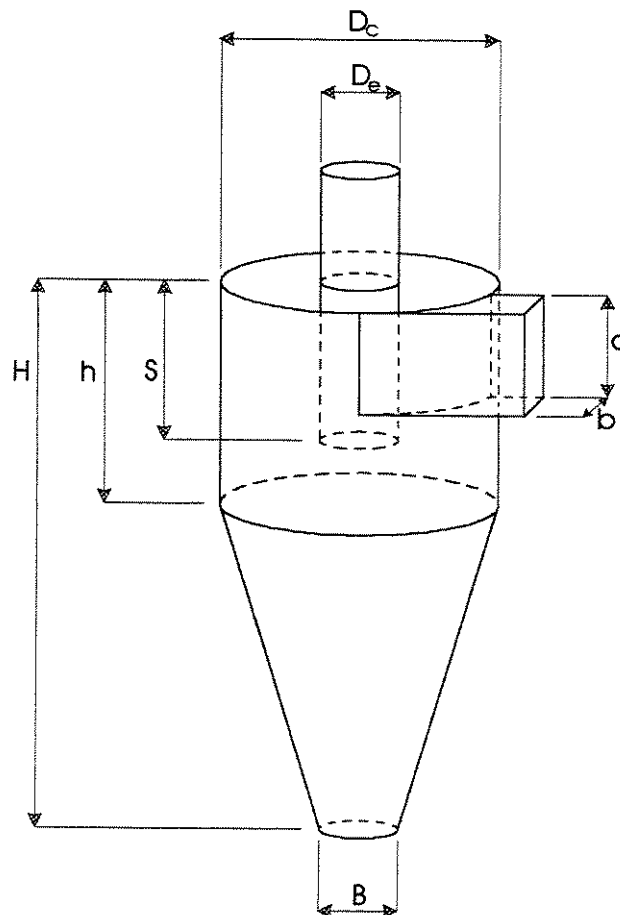


Figura 2.7- Parâmetros geométricos de ciclones

Por simplicidade, define-se que apenas as dimensões principais serão utilizadas a seguir. Um diâmetro de ciclone de 1 é assumido. Para obter-se um projeto operável, as razões geométricas adimensionais não podem ser escolhidas arbitrariamente. Algumas condições devem ser observadas (Koch e Licht, 1977) :

- 1 -  $a < S$  ( para prevenir curto circuito )
- 2 -  $b , \frac{1}{2} ( D_c - D_e )$  ( para evitar contração brusca )
- 3 -  $S + l \leq H$  ( para manter o vórtice dentro do ciclone )
- 4 -  $S < h$
- 5 -  $h < H$
- 6 -  $\Delta P < 10 \text{ in.H}_2\text{O}$
- 7 -  $v_i / v_s \leq 1,35$  ( para prevenir rearrastamento )
- 8 -  $v_i / v_s = 1,25$  ( para eficiência ótima )

Depois de determinadas as razões de projeto, o fator de projeto (  $G$  ) deve ser calculado a fim de obter o grau de eficiência pela equação apropriada, que será definida posteriormente (Koch e Licht, 1977).

Calcula-se o comprimento natural  $l$ , que representa a posição abaixo da saída do gás na qual o fluxo descendente torna-se ascendente (Koch e Licht, 1977):

$$l = \frac{2}{3} \times D_e \times \left( \frac{D_c^2}{a \times b} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2.2)$$

Para  $l < ( H - S )$ , calcula-se o volume do ciclone no comprimento natural (excluindo-se o centro):

$$V_{nl} = \frac{\pi \times D_c^2}{4} \times (h - S) + \left( \frac{\pi \times D_c^2}{4} \right) \times \left( \frac{l + S - h}{3} \right) \times \left( 1 + \frac{d}{D_c} + \frac{d^2}{D_c^2} \right) - \frac{\pi \times D_e^2 \times l}{4} \quad (2.3)$$

onde

$$d = D_c - (D_c - B) \times \left[ \frac{(S + l - h)}{(H - h)} \right] \quad (2.4)$$



Calcula-se o volume do ciclone abaixo do duto de saída (excluindo-se o centro):

$$V_H = \frac{\pi \times D_c^2}{4} \times (h - S) + \left( \frac{\pi \times D_c^2}{4} \right) \times \left( \frac{H - h}{3} \right) \times \left( 1 + \frac{B}{D_c} + \frac{B^2}{D_c^2} \right) - \frac{\pi \times D_c^2}{4} \times (H - S) \quad (2.5)$$

A eficiência fracional do ciclone pode ser calculada pela seguinte expressão :

$$\eta_i = 1 - \exp \left\{ - 2 \times \left[ \frac{G \tau_p \times Q}{D_c^3} \times (n + 1) \right]^{\frac{0,5}{n+1}} \right\} \quad (2.6)$$

Como um exponencial de vórtice,  $n$  é calculado pela expressão :

$$n = 1 - \left\{ 1 - \frac{(12 \times D_c)^{0,14}}{2,5} \right\} \times \left\{ \frac{T_F + 460}{530} \right\}^{0,3} \quad (2.7)$$

A constante de volume do ciclone,  $K_c$ , usando  $V_{nl}$  ou  $V_H$  é igual a :

$$K_c = \frac{(2 \times V_s + V_{nl,h})}{2 \times D_c^3} \quad (2.8)$$

onde 
$$V_s = \left\{ \frac{\pi \times (S - a / 2) \times (D_c^2 - D_e^2)}{4} \right\} \quad (2.9)$$

O tempo de relaxação ( $\tau_p$ ) para uma partícula de diâmetro  $d_p$  é igual a :

$$\tau_p = \frac{\rho_{psep} \times (d_p)^2}{18 \times \mu_{sep}} \quad (2.10)$$

O fator de configuração ( $G$ ) é especificado pelos sete raios geométricos que descrevem o formato do ciclone, sendo função apenas da configuração do ciclone. É expressado como :

$$G = \frac{8 \times K_c}{K_a^2 \times K_b^2} \quad (2.11)$$

onde  $K_a = \frac{a}{D_c}$  e  $K_b = \frac{b}{D_c}$

Substituindo-se os valores de  $K_a$ ,  $K_b$  e  $K_c$  na equação de  $G$ , temos :

$$G = \left\{ 2 \times \left[ \pi \times (S - a/2) \times (D_c^2 - D_e^2) \right] + 4 \times V_{nl,H} \right\} \times \frac{D_c}{a^2 \times b^2} \quad (2.12)$$

Uma estimativa correta da queda de pressão através do ciclone é necessária, juntamente com a previsão da eficiência, para que os custos efetivos possam ser calculados. Valores de até 10 pol.  $H_2O$  são aceitáveis. Correlações para o cálculo da queda de pressão têm sido largamente experimentadas. A mais simples e de exatidão comparável às mais complexas é a que se apresenta a seguir :

$$\Delta P = \left( \frac{\rho_f \times v_i^2}{2 \times g_{sep}} \right) \times \frac{N_H}{\rho_{H_2O}} \quad (2.13)$$

$$N_H = K \times \frac{a \times b}{D_c^2} \quad (2.14)$$

O número de carga de velocidade ( $N_H$ ) depende de apenas três das sete razões geométricas. Se não há nenhuma hélice presente na entrada,  $K = 16$ . A equação (2.13) pode ser simplificada pelos fatores de conversão apropriados :

$$\Delta P = 0,003 \times \rho_f \times v_i^2 \times N_H \quad (2.15)$$

Por causa da forte dependência da queda de pressão em relação à velocidade de entrada, é óbvio que altas velocidades causam não apenas rearrastamento, mas também queda de pressão excessiva (Koch e Licht, 1977).

## 2.5 - Projeto de absorvedores

A absorção de gases é um fenômeno de difusão molecular, no qual um dos componentes migra através de outro estacionário. A difusividade molecular é interpretada em termos da velocidade do componente em difusão relativa à velocidade média do escoamento na direção normal à interface. Da lei de Fick pode-se escrever a seguinte equação (Crocker & Schnelle Jr., 1984). :

$$\bar{N}_A = \left( \frac{D_{AB} \rho_M}{L} \right) \ln \left( \frac{1 - y_{A0}}{1 - y_{AL}} \right) \quad (2.16)$$

Ou em termos da concentração média logarítmica :

$$y_{BM} = \frac{(y_{B0} - y_{BL})}{\ln(y_{B0} - y_{BL})} = \frac{(y_{A0} - y_{AL})}{\ln(y_{A0} - y_{AL})} \quad (2.17)$$

$$\bar{N}_A = \left( \frac{D_{AB} \rho_M}{L y_{BM}} \right) (y_{A0} - y_{AL}) \quad (2.18)$$

onde :

$\bar{N}_A$ = fluxo molar do componente A	(moles / m <sup>2</sup> .s)
$D_{AB}$ = difusividade do componente A em B	(m <sup>2</sup> / s)
$\rho_M$ = densidade da solução	(kg / m <sup>3</sup> )
$y_{A0}$ = fração molar inicial do componente A	(-)
$y_{AL}$ = fração molar do componente A na posição L	(-)
$y_{B0}$ = fração molar inicial do componente B	(-)
$y_{BL}$ = fração molar do componente B na posição L	(-)

L = comprimento total da coluna de absorção (m)

No caso de soluções diluídas, a Lei de Henry expressa as concentrações de equilíbrio em sistemas gás líquido, que é um importante fator na determinação da capacidade de absorção de um certo gás. O aumento da temperatura faz diminuir a solubilidade enquanto o aumento da pressão tem o efeito inverso; estas variações são usualmente representadas em diagramas. A Lei de Henry pode ser expressa da seguinte forma (Manahan, 1993) :

$$[X(aq)] = H_e \cdot P_x \quad (2.19)$$

onde :

- [X(aq)] = concentração aquosa do gás (mol/l)
- H<sub>e</sub> = constante de Henry (mol/L.atm)
- P<sub>x</sub> = pressão parcial do gás (atm)

O dimensionamento de colunas de absorção de gases com ou sem recheio pode ser feito a partir da equação geral 2.10 (Foust et al., 1982). O uso do coeficiente de transferência de massa da fase gasosa (k<sub>G</sub>) exige o conhecimento da composição do gás na interface (y<sub>i</sub>), enquanto o uso do coeficiente global K<sub>GA</sub> exige o conhecimento da composição do gás em equilíbrio com a fase líquida (y<sup>\*</sup>). Considerando-se a fase gasosa, temos :

$$\int_0^z dz = \int_{y_1}^{y_2} \frac{V}{k_G a S c v} \cdot \frac{dy}{(1-y)(y_i - y)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{V}{K_G a S c v} \cdot \frac{dy}{(1-y)(y^* - y)} \quad (2.10)$$

onde:

- z = altura da coluna de absorção (m)
- V = vazão molar da fase gasosa (moles/s)
- k<sub>G</sub> = coefic. transf. de massa da fase gasosa (moles/s.m<sup>2</sup>)
- K<sub>GA</sub> = coefic. global transf. de massa da fase gasosa (moles/s)
- a = área interfacial liq-gás por unidade de vol. da coluna (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)
- y = fração molar na fase gasosa do componente transferível (-)
- y<sub>i</sub> = fração molar do componente transferível na interface (-)
- y<sup>\*</sup> = fração molar de equilíbrio com a fase líquida (-)

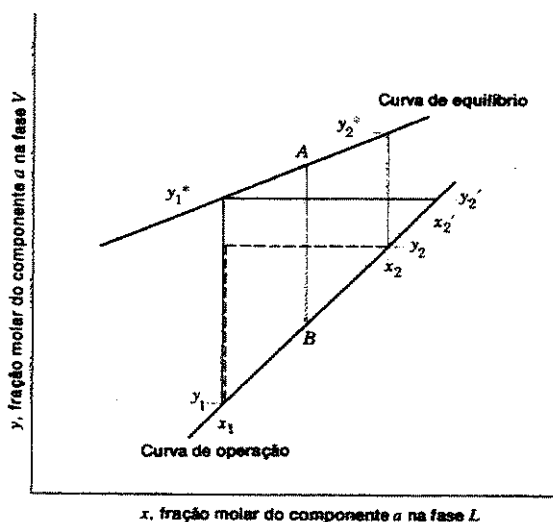
$$S_{cv} = \text{área da seção da coluna vazia} \quad (\text{m}^2)$$

A equação aplicável à fase líquida é análoga.

No caso de colunas com recheio, a área interfacial corresponde à área superficial do recheio molhado por unidade de volume da coluna. No caso de torres de nebulização, esta área corresponde à área superficial das gotas por unidade de volume da coluna.

### Unidade de Transferência

Uma unidade de transferência é definida como a altura que provoca uma modificação na composição de uma das fases igual à força motriz média responsável pela modificação. O número de unidades de transferência é uma medida da dificuldade de uma determinada separação. Quanto maior ele for, maior será o grau de separação. A menor altura dessa unidade indica maior eficiência de separação, devido a maiores taxas de transferência de massa, no caso de absorção de componentes gasosos. (Foust et al., 1982).



**Figura 2.8** – Comparação entre uma unidade de transferência e um estágio de equilíbrio (Foust et al., 1982)

Na figura 2.8, o estágio de equilíbrio está representado pela reta cheia e provoca a modificação  $y_2' - y_1$  na composição da fase gasosa. Esta modificação é igual à força motriz ( $y_1^* - y_1$ ) baseada na composição do líquido na saída ( $x_1$ ). A unidade de transferência que aparece na

reta tracejada produz a modificação de composição  $y_2 - y_1$  igual à força motriz média na unidade de transferência (Foust et al., 1982).

As expressões adequadas para o cálculo do número de unidades de transferência para a fase gasosa ( o índice **ml** indica média logarítmica ) são (Foust et al., 1982) :

$$N_G = \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y_i - y)} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{ml} dy}{(1-y)(y^* - y)} \quad (2.21)$$

A altura da unidade de transferência é dada pela expressão :

$$H_G = \frac{V}{k_G a S (1-y)_{ml}} = \frac{V}{K_G a S (1-y)_{ml}} \quad (2.22)$$

As equações para a fase líquida são análogas.

Os coeficientes de transferência de massa têm sido determinados por correlações empíricas. Para torres com recheio, os coeficientes na fase líquida e fase gasosa podem ser determinados segundo as expressões (Foust et al., 1982):

$$k_L \times \left( \frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = 0,0051 \left( \frac{G_L}{a_w \mu_L} \right)^{2/3} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-1/2} (a_v D_p)^{0,4} \quad (2.23)$$

$$\frac{k_G RT}{a_v D_G} = C_1 \left( \frac{G_G}{a_v \mu_G} \right)^{0,7} \left( \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{1/3} (a_v D_p)^{-2,0} \quad (2.24)$$

A expressão de  $a_w$ , a superfície molhada do recheio, é a seguinte :

$$\frac{a_w}{a_v} = 1 - \exp \left[ -1,45 \left( \frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} \left( \frac{G_L}{a_v \mu_L} \right)^{0,1} \left( \frac{G_L^2 a_v}{\rho_L^2 g} \right)^{-0,05} \left( \frac{G_L^2}{\rho_L \sigma a_v} \right)^{0,2} \right] \quad (2.25)$$

onde :

$a_v$ = superfície de recheio por volume unitário	$(m^2/m^3)$
$a_w$ = área superficial do recheio molhado	$(m^2/m^3)$
$C_1$ = constante adimensional, característica do tipo de recheio	
$D_L$ = coeficiente de difusão na fase líquida	$(m^2/s)$
$D_P$ = dimensão nominal do recheio	$(m)$
$D_G$ = coeficiente de difusão na fase gasosa	$(m^2/s)$
$g$ = aceleração da gravidade	$(m^2/s)$
$G_L$ = fluxo mássico da fase líquida	$(kg/s.m^2)$
$G_G$ = fluxo mássico da fase gasosa	$(kg/s.m^2)$
$k_G'$ = coef. transf. massa fase gasosa	$(moles/s.m^2.atm)$
$k_L$ = coef. transf. massa fase líquida	$(moles/s.m^2)$
$\mu_L$ = viscosidade do líquido	$(kg/m.s)$
$\mu_G$ = viscosidade do gás	$(kg/m.s)$
$\rho_L$ = densidade do líquido	$(kg/m^3)$
$\rho_G$ = densidade do gás	$(kg/m^3)$
$\sigma$ = tensão superficial do líquido	$(dyn/cm)$
$\sigma_C$ = tensão superficial crítica do material do recheio	$(dyn/cm)$

Para torres de nebulização, as expressões anteriores podem ser adaptadas, considerando-se cada gota como uma esfera rígida, e os coeficientes de transferência de massa do lado do gás para uma esfera imersa em um escoamento podem ser obtidos segundo a expressão de Frössling (Welty et al., 1984), que é a mesma expressão fornecida por Ranz & Marshall (1952) :

$$\overline{Sh} = 2 + 0,552 Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad (2.26)$$

onde:

$$Sh = \frac{k_G' D_{GT}}{D_G} \quad = \text{Número de Sherwood}$$

$$Re = \frac{\rho_G u D_{GT}}{\mu_G} \quad = \text{Número de Reynolds}$$

$$Sc = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \quad = \text{Número de Schmidt}$$

$D_G$  = difusividade do componente absorvível na fase gasosa (m<sup>2</sup>/s)

$D_{GT}$  = diâmetro de gota (m)

$k_G$  = coefic. de transf. de massa da fase gasosa (m/s)

$u$  = velocidade da gota em relação à mistura gasosa (m/s)

A expressão acima é válida para  $2 < Re < 800$ , quando  $0,6 < Sc < 2,7$  e para  $1500 < Re < 12000$ , quando  $0,6 < Sc < 1,85$ .

O coeficiente de transferência do lado do gás de um filme de líquido na parede de um tubo, onde há um escoamento turbulento, pode ser calculado pela seguinte expressão (Treybal, 1955) :

$$\overline{Sh} = \frac{kD}{D_{AB}} = 0,023 Re^{0,83} Sc^{0,33} \quad (2.27)$$

onde :

$D$  = diâmetro do tubo (m)

A difusividade entre gases pode ser estimada através da expressão de Wilke & Lee (Treybal, 1955) :

$$D_{AB} = \frac{10^{-4} \left( 1,084 - 0,249 \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right) T^{3/2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P_i (r_{AB})^2 f(k_B T / \epsilon_{AB})} \quad (2.28)$$

$$r = 1,18 \cdot v^{1/3}$$

$$\epsilon / k_B = 1,21 \cdot T_b$$

onde :  $D_{AB}$  = difusividade de A em B (m<sup>2</sup>/s)

$T$  = temperatura absoluta (K)

$M_A, M_B$  = pesos moleculares dos gases A e B (kg/kg-mol)



$P_t$ = pressão absoluta	(N/m <sup>2</sup> )
$r_{AB}$ = separação molecular	(nm)
$\epsilon_{AB}$ = energia de atração molecular	(-)
$k_B$ = constante de Boltzman	(-)
$f(kT/\epsilon_{AB})$ = função de colisão	(-)
$v$ = volume molar do líquido em $T_b$	(m <sup>3</sup> /kmol)
$T_b$ = temperatura do ponto normal de ebulição	(K)

Para torres ciclônicas, Schrauwen & Thoenes (1988) apresentam um modelo de cálculo onde consideram que a absorção ocorre nas superfícies das gotas de líquido pulverizado e na superfície do filme de líquido que se forma na parede da torre ciclônica.

Para ciclones úmidos, conforme proposto por Krames e Bütner (1994), o coeficiente de transferência de massa pode não ser necessariamente igual ao determinado para torres ciclônicas: quando a transferência de massa se dá por convecção, os coeficientes de transferência são mais dependentes das condições de escoamento do que da propriedade de difusividade de misturas gasosas calculadas para meio estacionário (Treybal, 1955).

As torres ciclônicas têm a pulverização de líquido feita no eixo central do absorvedor. No caso do ciclone úmido, conforme Krames e Bütner (1994), a atomização do líquido é feita junto à entrada tangencial do ciclone e o objetivo principal é a coleta de partículas sólidas. Se a corrente gasosa contiver SO<sub>2</sub> ou outro gás absorvível, o ciclone úmido inicialmente projetado para coleta de partículas sólidas pode simultaneamente atuar como um absorvedor.

## 2.6 - Transferência de massa controlada pelo filme de líquido

O modelo a seguir deve ser aplicado em processos de transferência de massa em que a resistência de difusão na fase líquida for importante, ou seja, processos controlados pelo filme de líquido (Taniguchi et al, 1997).

As equações propostas a seguir são válidas nas seguintes condições :

- Não ocorre coalescência de gotas ou quebra secundária das mesmas na coluna de absorção ;
- O diâmetro médio das gotas deve ser estimado a partir de uma correlação empírica adequada ao tipo de bocal atomizador adotado para aspersão do líquido absorvedor ;
- Os efeitos de circulação e oscilação das gotas internas à coluna nas taxas de absorção do soluto são desprezíveis e podem ser ignorados ;
- As taxas de absorção do soluto em solução aquosa reagente podem ser previstas adequadamente com adoção do modelo de penetração em esfera sólida com reação irreversível de segunda ordem.

As concentrações adimensionais do soluto e do reagente na fase líquida, em função do número adimensional de Fourier e da posição adimensional radial em coordenadas esféricas com origem no centro da gota, podem ser estimadas a partir das equações diferenciais :

$$\frac{\partial C_A}{\partial Fo} = \frac{4}{R^2} \frac{\partial}{\partial R} \left( R^2 \frac{\partial C_A}{\partial R} \right) - MC_A C_B \quad (2.29)$$

$$\frac{\partial C_B}{\partial Fo} = \frac{4R_{BA}}{R^2} \frac{\partial}{\partial R} \left( R^2 \frac{\partial C_B}{\partial R} \right) - NC_A C_B \quad (2.30)$$

onde :

$$C_A = \frac{c_A}{c_{Ai}} = \text{conc. adimensional do soluto na fase líq.} \quad (-)$$

$$C_B = \frac{c_B}{c_{B0}} = \text{conc. adimensional do íon reagente na fase líq.} \quad (-)$$

$$R = \frac{R'}{A} = \text{distância radial adimensional em relação ao centro da gota} \quad (-)$$

$$Fo = \frac{4D_A t}{A^2} = \text{número de Fourier} \quad (-)$$

$$N = \frac{2kc_{Ai}A^2}{D_A} = \text{parâmetro adimensional} \quad (-)$$

$$M = \frac{k c_{B0} A^2}{D_A} = \text{parâmetro adimensional} \quad (-)$$

$$R_{AB} = \frac{D_B}{D_A} = \text{número adimensional} \quad (-)$$

$$A = \text{raio da esfera} \quad (\text{m})$$

$$c_{Ai} = \text{concentração do soluto dissolvido na interface gás líquido} \quad (\text{mol/l})$$

$$c_A = \text{concentração do soluto em cada posição} \quad (\text{mol/l})$$

$$c_{B0} = \text{concentração inicial do íon reagente na fase líquida} \quad (\text{mol/l})$$

$$c_B = \text{concentração instantânea do íon reagente} \quad (\text{mol/l})$$

$$D_A = \text{coefic. de difusão do soluto dissolvido na fase líquida} \quad (\text{m}^2/\text{s})$$

$$D_B = \text{coeficiente de difusão do íon reagente} \quad (\text{m}^2/\text{s})$$

$$k = \text{constante de reação} \quad (\text{m}^3/\text{kmol.s})$$

$$R = \text{distância radial do centro da gota} \quad (\text{m})$$

$$t = \text{tempo de contato} \quad (\text{s})$$

Como o número de Fourier é uma função do tempo, em  $t = 0$  seu valor é nulo. A concentração inicial do soluto no meio líquido é zero, logo também sua concentração adimensional. A concentração adimensional ( $c_B / c_{B0}$ ) inicial do íon reagente no meio líquido é igual à unidade, pois  $c_B = c_{B0}$ . As condições iniciais então ficam.

$$Fo = 0 ;$$

$$C_A = 0 ;$$

$$C_B = 1 ;$$

Em  $R = 1$ , a concentração do soluto é igual à concentração do mesmo na interface gás líquido. A concentração adimensional do soluto na fase líquida ( $c_A / c_{Ai}$ ) será igual à unidade nessa posição. Na fase líquida, próximo à interface ou no centro da gota, não há variação nas concentrações em função da posição, pois assumem-se valores máximos ou mínimos das mesmas. As concentrações adimensionais têm o mesmo comportamento. Temos então as seguintes condições de contorno :

$$R = 1 \Rightarrow C_A = 1, \frac{\partial C_B}{\partial R} = 0;$$

$$R = 0 \Rightarrow \frac{\partial C_A}{\partial R} = 0, \frac{\partial C_B}{\partial R} = 0;$$

O número de Sherwood pode ser estimado pela integral :

$$Sh = -\frac{2}{Fo} \int_0^{4Fo} \left( \frac{\partial C_A}{\partial R} \right)_{R=1} dFo \quad (2.31)$$

ou :

$$Sh = \frac{N_A \cdot D_V}{\rho_L D_A \omega_{Ai}} \quad (2.32)$$

onde :

$N_A$  = fluxo mássico de soluto (kg/m<sup>2</sup>.s)

$D_V$  = diâmetro médio volumétrico (m)

$\rho_L$  = densidade da partícula de líquido (kg/m<sup>3</sup>)

$\omega_{Ai}$  = fração mássica do soluto na interface gás-líquido (-)

## 2.7 - Modelo da esfera rígida para balanço de forças

A seguir, será apresentado o balanço de forças numa gota esférica em movimento vertical descendente imersa em um escoamento de gases em contracorrente. O modelo apresentado por Michalski (1997) baseia-se nas seguintes hipóteses :

- O movimento das gotas de solução absorvedora se restringe à direção vertical.
- O gás flui a uma velocidade constante independente das coordenadas no interior do absorvedor.
- O líquido é pulverizado de maneira uniforme ao longo da secção transversal da torre.

- Não há interação entre gotas e seus diâmetros têm valor uniforme.

O coeficiente de arrasto para uma esfera rígida em escoamento laminar pode ser calculado pelas seguintes expressões nas respectivas faixas do número de Reynolds:

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad Re < 0,4 \quad (2.33)$$

$$C_D = \frac{18,5}{Re^{0,6}} \quad 2 < Re < 400 \quad (2.34)$$

$$C_D = 0,54 \quad 400 < Re < 2500 \quad (2.35)$$

Do balanço de forças em uma esfera rígida vem a seguinte expressão para a velocidade adimensional de uma gota em movimento descendente em contra-corrente com o escoamento de um gás :

$$U = \frac{1 - \frac{1-U_0}{1+U_0} \exp(-2\Theta_d)}{1 + \frac{1-U_0}{1+U_0} \exp(-\Theta_d)} \quad (2.36)$$

onde :

$$U_0 = 0,636 \frac{u_{p0} - v}{Ar^{0,5}} \frac{D_{GT}}{v} = \text{velocidade inicial adimensional da gota} \quad (-)$$

$$Ar = \frac{D_{GT}^3 (\rho_L - \rho_G) g}{v^2 \rho_G} = \text{número de Archimedes} \quad (-)$$

$$\Theta_d = 0,636 Ar^{0,5} \frac{\rho_G}{\rho_L} Fo_f = \text{número adimensional} \quad (-)$$

$$Fo_f = \frac{v\tau}{D_{GT}^2} = \text{tempo adimensional (análogo ao } n^{\circ} \text{ de Fourier)} \quad (-)$$

$$U = \frac{u}{u_T} = \text{velocidade adimensional da gota relativa ao gás (} 400 < Re < 2500 \text{)} \quad (-)$$

$$u_T = \frac{Ar^{0,5} \nu}{0,636 D_{GT}} = \text{velocidade terminal da gota}(400 < Re < 2500) \quad (\text{m/s})$$

$$D_{GT} = \text{diâmetro da gota} \quad (\text{m})$$

$$u = \text{velocidade da gota relativa ao gás} \quad (\text{m/s})$$

$$u_{p0} = \text{velocidade inicial da gota relativa ao bocal de aspersão} \quad (\text{m/s})$$

$$v = \text{velocidade do gás relativa ao equipamento} \quad (\text{m/s})$$

$$\nu = \text{viscosidade cinemática do gás} \quad (\text{m}^2/\text{s})$$

Para o cálculo do comprimento adimensional da trajetória da partícula, pode ser utilizada a seguinte expressão :

$$S_d = \left( \frac{Ar^{0,5}}{0,636} + Re_v \right) + \frac{1}{0,405} \frac{\rho_L}{\rho_V} \ln \left[ \frac{1 + \frac{1-U_0}{1+U_0} \exp(-2\Theta_d)}{1 + \frac{1-U_0}{1+U_0}} \right] \quad (2.37)$$

onde :

$$Re_v = \frac{vD}{\nu} \quad (2.38)$$

O comprimento máximo da trajetória da gota deve ser tal de forma a garantir que ela percorrerá toda dimensão vertical da torre e, atingindo portanto a superfície de líquido na região inferior do equipamento.

## 2.8 - Diâmetro de gotas

O diâmetro médio de gotas, para bocais de pressão, pode ser estimado segundo a expressão empírica (Taniguchi et al, 1997 ):

$$\frac{\overline{D}_V}{D_n} = 0,14 + \frac{55,9}{We} + \frac{9660}{We^2} \quad (2.39)$$

onde :

$D_n$  = diâmetro do orifício do bocal de pressão (m)

$We = \frac{\rho_L u_0^2 D_n}{\sigma_L}$  = número de Weber (-)

$u_0$  = velocidade inicial da gota (m/s)

$\sigma_L$  = tensão superficial do líquido (N/m)

Para atomizadores pneumáticos, o diâmetro médio de gotas de Sauter pode ser calculado pela seguinte expressão (Marshall, 1954) :

$$\bar{x}_{vs} = \frac{1410\sqrt{\sigma}}{v_a\sqrt{\rho'_L}} + 191\left(\frac{\mu}{\sqrt{\sigma\rho'_L}}\right)^{0,45}\left(\frac{1000Q_{Liq}}{Q_{arc}}\right)^{1,5} \quad (2.40)$$

$\bar{x}_{vs}$  = diâmetro médio de gotas de Sauter (microns)

$\mu$  = viscosidade do líquido (centipoises)

$\rho'_L$  = densidade do líquido (lb/pés<sup>3</sup>)

$\sigma$  = tensão superficial (dynes/cm)

$v_a$  = velocidade relativa entre ar e líquido (pés/s)

$Q_{Liq}$  = vazão volumétrica de líquido (m<sup>3</sup>/s)

$Q_{arc}$  = vazão volumétrica de ar do atomizador (m<sup>3</sup>/s)

## Capítulo 3

### Objetivo, Metodologia e Bancada Experimental

#### 3.1- Objetivo

Este trabalho tem o objetivo de comparar experimentalmente o desempenho de um ciclone lavador, ao qual chamaremos de ciclone absorvedor, projetado inicialmente para coleta de partículas sólidas, com o desempenho de uma torre de nebulização de mesmo volume e presumidamente igual tempo de residência, na absorção de  $\text{SO}_2$ . As condições de vazões e concentrações de  $\text{SO}_2$  serão as mesmas para os dois equipamentos.

#### 3.2- Motivação do Experimento

A absorção de  $\text{SO}_2$  e a separação de partículas sólidas são normalmente realizadas em etapas distintas, em equipamentos distintos. Krames e Bütner (1994) mostraram que mecanismos difusivos ocorrem no ciclone com grande intensidade, devido à condição turbulenta do escoamento em seu interior. O experimento realizado por eles mostrou ainda que o ar deixa o equipamento saturado de vapor d'água, o que indica ocorrência de transferência de massa. É possível que a componente radial adquirida pelas gotas de líquido no interior do ciclone úmido contribua para que tal fato ocorra, já que produz velocidade relativa entre as gotas e a corrente gasosa, fato que incrementa a transferência de massa.

Caso seja possível realizar a absorção de  $\text{SO}_2$  no interior de um equipamento projetado originalmente para coleta de material particulado, torna-se possível a realização dos dois processos no interior do mesmo. Isso pode representar redução em custos de operação e instalação e permitir a implantação do controle destas emissões em um número maior de unidades industriais, particularmente as de pequeno porte.



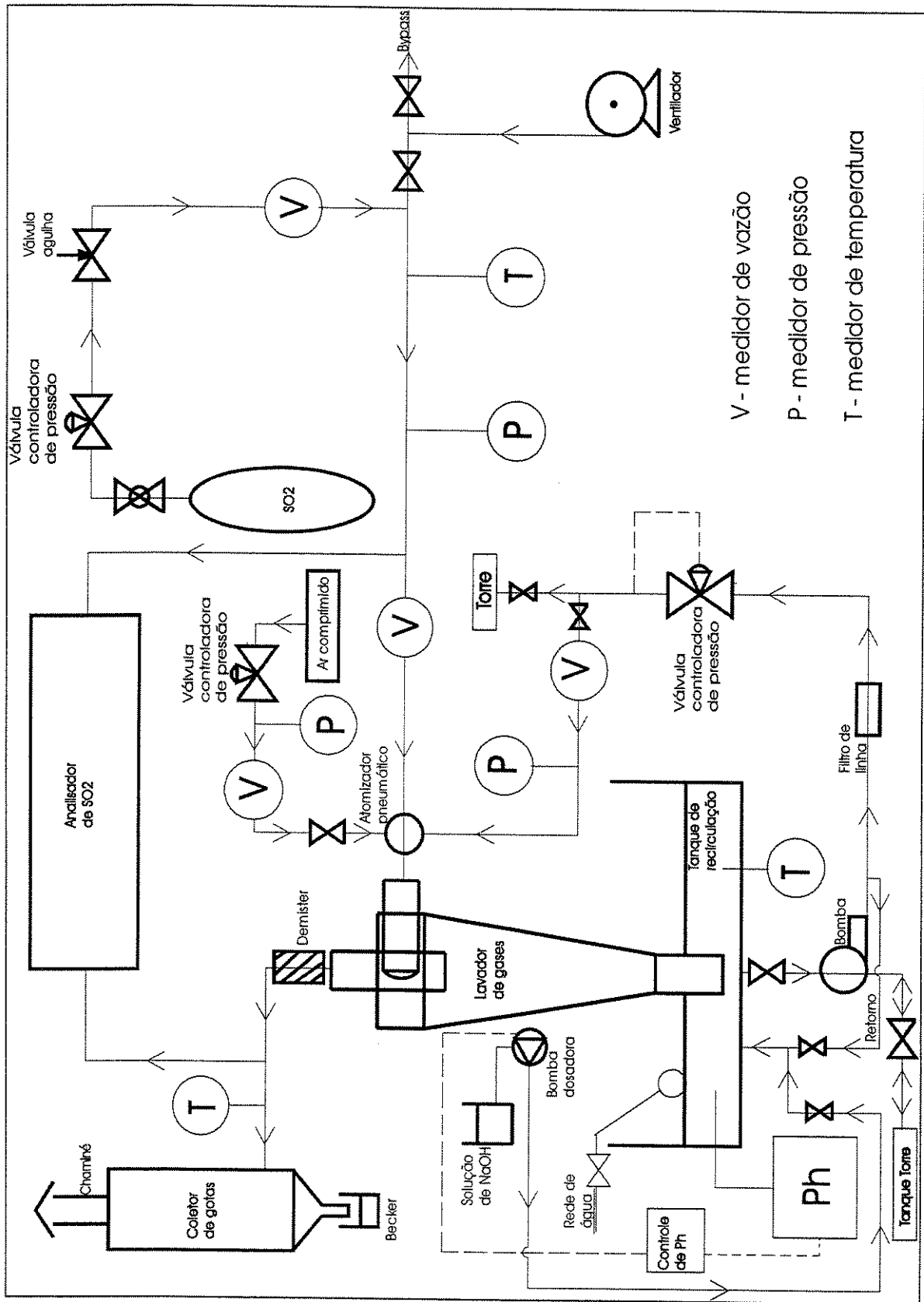


Figura 3.1—Fluxograma da bancada experimental operando com ciclone absorvedor.

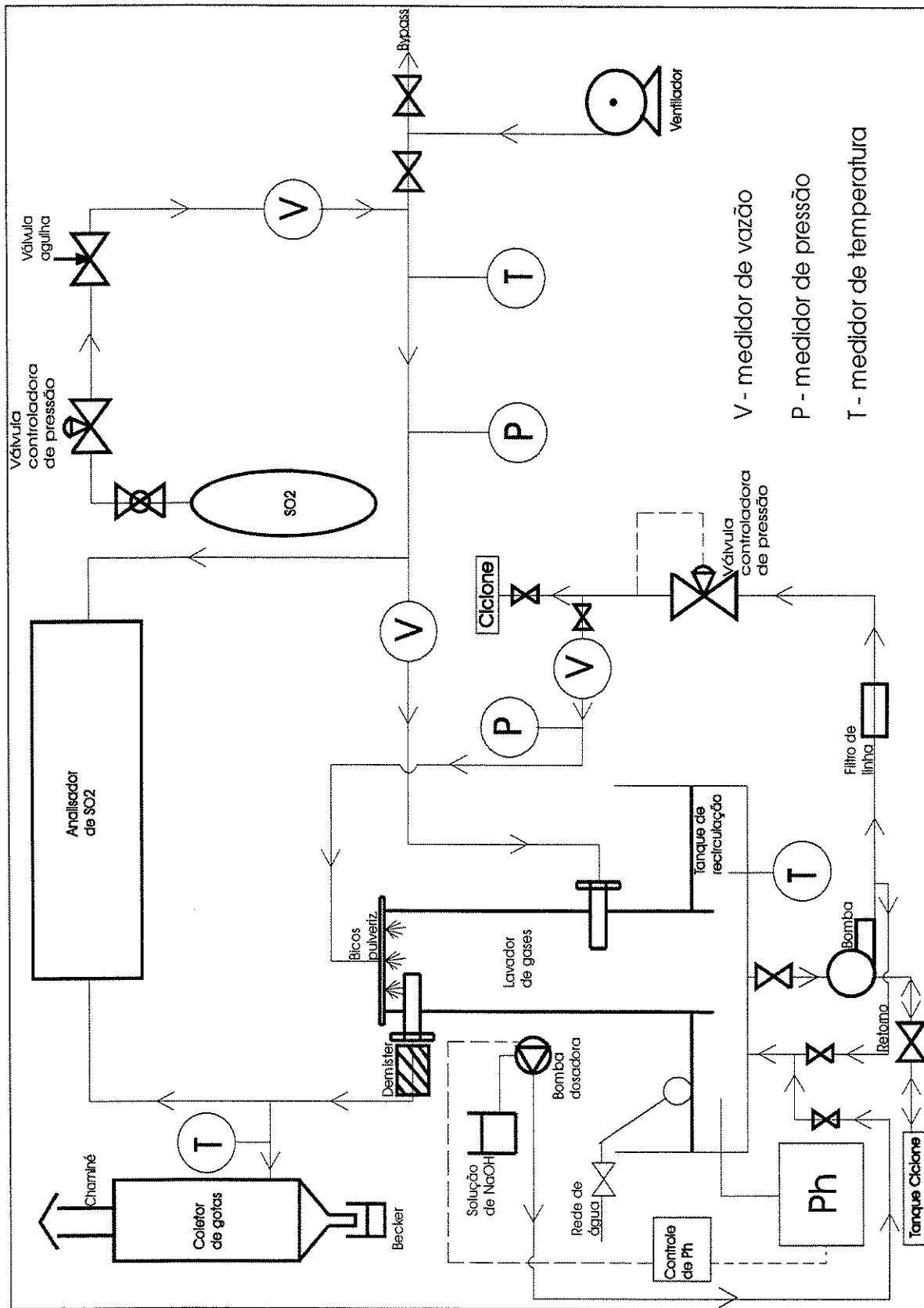


Figura 3.2 – Fluxograma da bancada experimental operando com a torre de nebulização.

### 3.3- Descrição da Bancada e Metodologia Experimental

A montagem utilizado neste experimento conta com dois lavadores de gases distintos integrados aos mesmo sistema de preparação e análise de gases e líquido absorvedor (figuras 3.1 e 3.2).

#### Seção de Preparação dos Gases

Neste experimento, ar atmosférico insuflado por um ventilador é contaminado com SO<sub>2</sub> engarrafado. O sistema de preparação dos gases contaminados realiza tal função, além de medir e regular vazão, medir temperatura e coletar amostras para determinação da concentração de SO<sub>2</sub> nos gases contaminados na entrada dos lavadores.

Ar atmosférico é insuflado por um ventilador do conjunto disponível no laboratório através de uma mangueira de 2 pol. até uma ramificação com duas saídas. Outra mangueira de 2 pol. precedida de uma válvula gaveta leva o ar ao ambiente externo ao laboratório (bypass). A outra saída conduz o ar através de outra válvula gaveta a um tubo de PVC do tipo rosca branco com 2 pol. de diâmetro (seção de preparação da mistura de gases contaminados). O ar encontra então o termopar que mede sua temperatura de entrada.

Em um ponto adjacente ao termopar encontra-se um tubo de inox de 5mm de diâmetro externo, o qual atravessa a parede do tubo de PVC de 2 pol., por onde é injetado o gás SO<sub>2</sub> proveniente de um cilindro. O circuito de SO<sub>2</sub> dispõe de válvula esfera para bloqueio, válvula controladora de pressão e válvula agulha - as duas últimas para controle de vazão e rotâmetro para indicação da vazão de SO<sub>2</sub>. A partir deste ponto, a mistura de ar atmosférico com o SO<sub>2</sub> é denominada gases contaminados (ou simplesmente gases) a fim de distinguí-la do ar comprimido utilizado para insuflar o líquido absorvedor nos atomizadores pneumáticos. Os gases atravessam então um difusor, semelhante a uma colméia, para se obter uma concentração homogênea de SO<sub>2</sub>.

Cerca de 1 metro à frente na tubulação de PVC encontra-se a placa de orifício com suas tomadas de pressão conectadas a um manômetro de coluna de água para medição do  $\Delta P$ . A placa utilizada atende às exigências da norma **ISO 5167** para medidas de escoamento em tubos cilíndricos e não precisa de calibração; sendo utilizada planilha Excel, baseada na mesma norma,

para a determinação das vazões em função da queda de pressão para cada valor indicado no manômetro. A pressão do ar na seção de preparação dos gases é medida por uma tomada de pressão conectada a um manômetro de coluna de água, localizada a distância suficiente da placa de orifício para não afetar as medidas de vazão. Em seguida há um ponto de amostragem dos gases para determinação da concentração do gás contaminante ( $\text{SO}_2$ ) pelo analisador de gases HORIBA. Através de uma mangueira de 3 pol., os gases seguem então para um dos absorvedores utilizados, bastando conectá-la a um ou outro lavador. Estes foram confeccionados em acrílico transparente para permitir a visualização do escoamento.

### Equipamentos de Absorção

A torre de nebulização e o ciclone absorvedor são câmaras cuja função é proporcionar o contato entre as duas fases (líquida e gasosa). Dessa forma ocorre a transferência do  $\text{SO}_2$ , da mistura de gases para o líquido absorvedor.

O líquido absorvedor é succionado a partir de tanques de recirculação, cujos pHs foram medidos por um analisador, o qual durante os experimentos pôde ser ajustado para desligar a bomba dosadora de solução de NaOH concentrada, quando este parâmetro atingisse um valor máximo estipulado. Esta bomba foi acionada manualmente todas as vezes em que o pH do tanque em operação atingiu um certo valor mínimo. A solução de NaOH concentrada proveniente de um reservatório é injetada diretamente no retorno de líquido, de forma a aproveitar tal corrente para facilitar a homogeneização da concentração da solução absorvedora no interior do tanque de recirculação. O pH da corrente de líquido deve ser mantido acima de 9, conforme recomendações de Pinilla et al. (1984) para ótima operação.

#### *Torre de Nebulização*

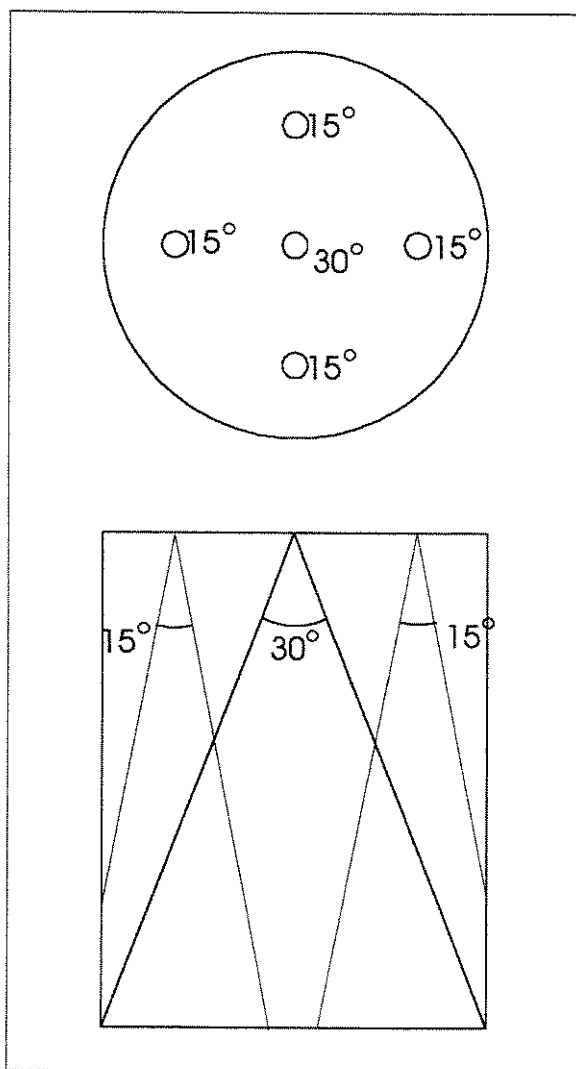
Na torre de nebulização, os gases entram pela janela inferior da mesma. No topo da torre, inseridos através da tampa, encontram-se os bicos pulverizadores de pressão, disponíveis em cone cheio com ângulos de  $15^\circ$  e  $30^\circ$  (figura 2.3) e diversos diâmetros de orifícios para as duas configurações angulares, a fim de possibilitar o atendimento de extensa gama de vazões, embora apenas uma combinação de bicos seja utilizada neste experimento. Para obtenção de uma

UNICAMP

BIBLIOTECA CENTRAL

SEÇÃO CIRCULANTE

distribuição de gotas na secção transversal tão homogênea quanto possível, utiliza-se um pulverizador de 30° no centro e quatro pulverizadores de 15° (figura 3.3), localizados entre o centro e a periferia da mesma secção. Os gases contaminados seguem trajetória ascendente em contra-corrente com as gotas de solução alcalina, fornecidas pelo sistema de líquido absorvedor. As eficiências de absorção são determinadas mantendo-se a vazão de líquido absorvedor e variando-se a vazão de gases. Dessa forma são variados simultaneamente o tempo de residência dos gases na torre e a relação l/g. Dados fornecidos em base mássica por Rinaldi (1995) para absorção de SO<sub>2</sub> com a utilização de hidróxido de cálcio (3kg de liq./kg de gás p/ solução de CaOH) servem como ponto de partida para a determinação das faixas de vazão de líquido e gases no interior da torre.



**Figura 3.3 - Distribuição dos bicos pulverizadores e características dos jatos de líquido na torre de nebulização.**

## *Ciclone absorvedor*

No ciclone absorvedor, o líquido é pulverizado diretamente na entrada tangencial do mesmo: como no trabalho publicado por Krames e Bütner, por meio de três configurações de bocais pneumáticos (líquido/ar comprimido) diferentes, sendo uma para cada faixa de vazão de líquido requerida. Os bocais pneumáticos seriam necessários para a obtenção do tamanho médio de gotas de 50  $\mu\text{m}$  requerido para o ciclone absorvedor; porém cálculos baseados nas vazões utilizadas durante os experimentos indicam que tal fato ocorre apenas nas vazões de líquido menores, podendo os diâmetros de gotas obtidos por atomizadores pneumáticos serem até maiores que aqueles produzidos pelos bocais de pressão utilizados na torre. A relação entre a vazão de líquido absorvedor e a vazão de gases contaminados no interior do ciclone absorvedor ( $l/g$ ) seria inicialmente mantida dentro do intervalo  $l/g$  adotado por Krames e Bütner (1994) em seu experimento com o lavador ciclônico ( $0,05 \leq l/g \leq 0,25$ ). Este intervalo porém revelou-se insuficiente para a realização de medidas pertinentes, sendo modificado para  $0,3 \leq l/g \leq 5,4$ .

### Circuito de Líquido Absorvedor

A linha de líquido absorvedor possui duas ramificações de sucção com válvula esfera para bloqueio, sendo uma para cada um dos dois tanques (um de cada lavador). O líquido absorvedor é bombeado a partir de cada tanque de recirculação por uma bomba centrífuga de três estágios e pressão máxima de 6 bars. A saída da bomba possui, além de manômetro Bourdon para indicação da pressão neste ponto, três ramificações. Uma delas passa por um filtro de linha, seguindo para o regulador de pressão. Divide-se então em duas, alimentando os dois lavadores. Ambas ramificações podem ser bloqueadas por válvulas esfera e possuem rotâmetros para suas faixas específicas de vazão e manômetros de ponteiro para medidas de pressão. Cada uma das outras duas ramificações na saída da bomba retorna para um dos tanques de recirculação, estando equipada com uma válvula globo para regulagem da pressão na saída da bomba e da vazão de retorno. As temperaturas do líquido absorvedor serão medidas por termopares imersos nos tanques de recirculação.

Para alimentar os bocais pneumáticos do ciclone absorvedor foi instalado um circuito de ar comprimido proveniente da rede de ar comprimido do laboratório. A pressão é controlada por

uma válvula reguladora com filtro e manômetro, havendo também uma válvula esfera para bloqueio. A vazão de ar comprimido é medida por um rotâmetro.

O líquido absorvedor utilizado é a solução de NaOH, já que a absorção neste caso é controlada pelo filme de gás quando  $\text{pH} > 9$  (Pinilla et al., 1984).

### Analizador de Gases

Na saída dos lavadores há pontos de amostragem de gases para medições de concentração no analisador HORIBA. Os gases passam então por um coletor de gotas para reduzir o lançamento de líquido na exaustão. A figura 3.4 mostra o fluxograma do sistema de amostragem de gases.

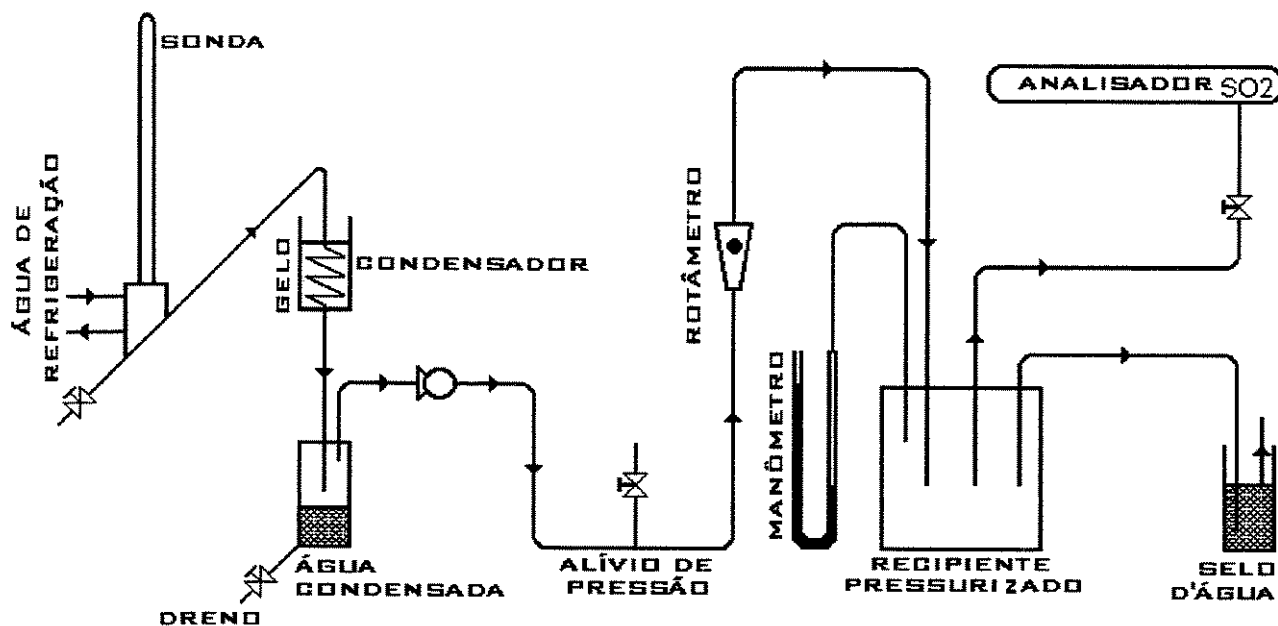
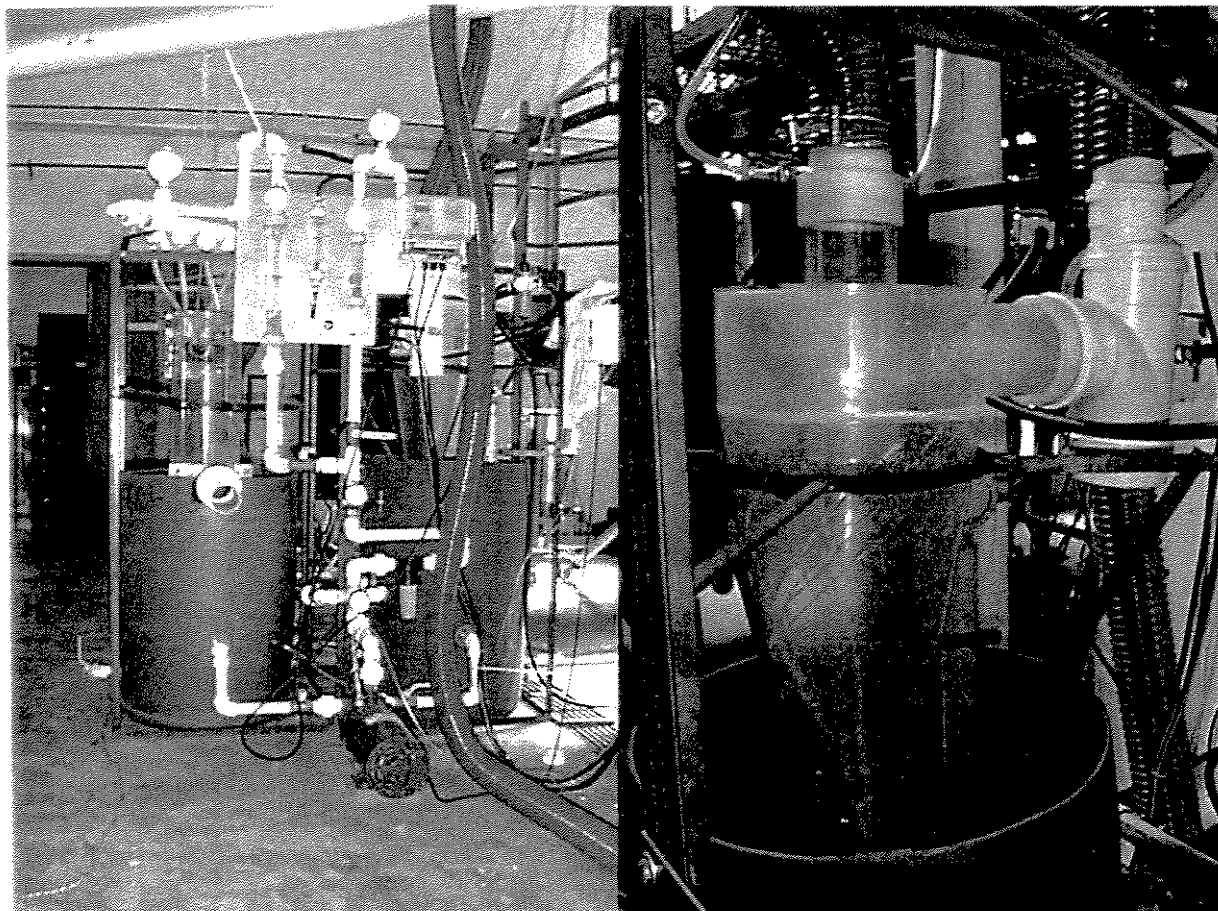


Figura 3.4 - Fluxograma do sistema de amostragem de gases.

Para cada condição de operação é determinada a eficiência de absorção do  $\text{SO}_2$ , a partir das concentrações indicadas pelo analisador HORIBA em cada um dos dois pontos de amostragem de gases.

As figura 3.5 mostra duas vistas da bancada experimental : uma frontal e uma visão próxima do ciclone lavador em operação.



**Figura 3.5** - Visualização da bancada experimental a partir de dois diferentes pontos de vista.

#### 3.4- Dimensionamento da Bancada Experimental

A bancada experimental utilizada foi dimensionada para as condições de operação explicitadas nas descrições de cada componente abaixo. Porém, por limitações de alguns sistemas mostradas na tabela 3.1, os intervalos de operação foram restringidos.



<b>Parâmetro</b>	<b>Limite</b>	<b>Fator Limitante</b>
Pressão do líquido	6 bars	Bomba centrífuga
Vazão de líquido na torre	2500 l / h	Rotâmetro
Vazão de líquido no ciclone	160 l / h	Rotâmetro
Vazão de ar comprimido no atomizador pneumático	200 l / min	Rotâmetro
Pressão do ar comprimido	4 bars	Linha de ar comprimido do laboratório

**Tabela 3.1** - Fatores limitantes aos intervalos de operação da bancada experimental.

### Ciclone absorvedor

O ciclone absorvedor foi projetado e construído em acrílico transparente, de acordo com a geometria utilizada por Krames e Bütner (1994), de tal forma que o diâmetro de sua entrada coincide com o diâmetro do tubo de PVC de 3 pol. do tipo rosca branco, para permitir a utilização de luvas de borracha e abraçadeiras na conexão. Porém, este diâmetro de tubos deixou de ser fabricado no intervalo entre o projeto da bancada e a execução do mesmo, sendo necessárias adaptações. Contudo o volume resultante é adequado ao espaço físico e à faixa de vazões do ventilador utilizado.

As razões geométricas que determinam as formas desta família de ciclones (figura 3.5) são as seguintes :

$$D_e / D_c = 1 / 3$$

$$D_i / D_c = 5 / 16$$

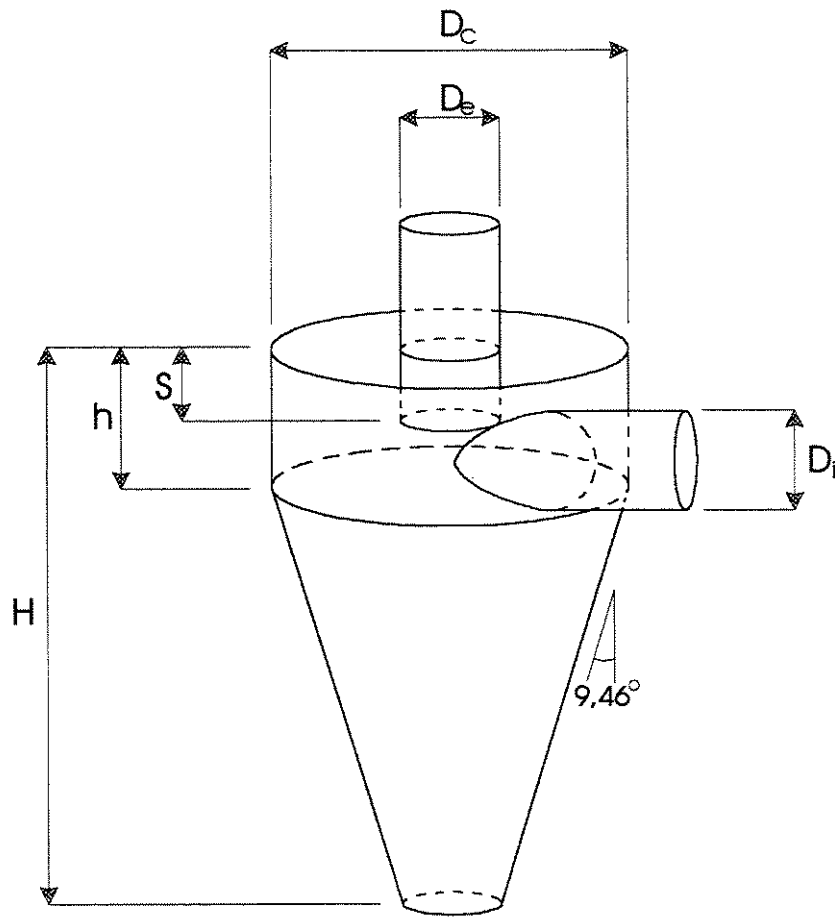
$$S / D_c = 29 / 48$$

$$H / D_c = 145 / 60$$

$$h / D_c = 5 / 12$$

Pode-se verificar, ainda, a validade da seguinte razão geométrica abaixo, que para o ciclone úmido é :

$$V / D_c^3 = 1,08507$$



**Figura 3.6 - Razões geométricas do ciclone lavador**

As dimensões do ciclone absorvedor utilizado no experimento, que tem aproximadamente 17 litros de volume, encontram-se no Anexo II.

### Torre de nebulização

Partindo-se do volume do ciclone absorvedor e adotando uma razão entre altura e diâmetro da torre  $h/d_t = 2,5$ , chegou-se às dimensões da torre de nebulização conforme desenho no Anexo III. O valor adotado para a relação  $h/d = 2,5$  está entre os valores limites de  $h/d = 2,0$  (Pinilla et al., 1984) e  $h/d = 2,8$  (Taniguchi et al., 1997), encontrados na literatura.

### Vazões de ar nos lavadores

Foi estabelecido como intervalo de operação admitido pela bancada experimental aquele cuja velocidade máxima do escoamento principal dos gases na entrada do ciclone absorvedor fosse de 15 m/s, que é uma velocidade típica de entrada em ciclone seco, sendo que a velocidade máxima de operação foi de 5,1 m/s. A velocidade máxima utilizada por Krames e Bütner (1994) em seu experimento foi de 7,2 m/s.

A vazão máxima pode ser então calculada, multiplicando-se a área da secção transversal da tubulação pela velocidade máxima do escoamento:

$$Q_{\max} = \pi \times (0,0395\text{m})^2 \times 15 \text{ m/s} = 73,5 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

### Vazão máxima de SO<sub>2</sub>

Admitindo-se concentração de 3000 ppm de SO<sub>2</sub> na corrente de ar e sabendo-se que a máxima vazão de ar admitida é de 73,5 l/s, pode-se calcular :

$$Q_{\max\text{SO}_2} = 73,5 \text{ l/s} \times 0,003 = 0,22 \text{ l/s de SO}_2$$

O sistema de injeção de SO<sub>2</sub> foi capaz de fornecer apenas uma pequena parte da vazão indicada acima, sendo um dos limitantes aos níveis de operação inicialmente planejados. Além da vazão de ar ter sido reduzida à terça parte do inicial, foi necessária a redução da concentração de SO<sub>2</sub> de 3000 para cerca de 700 ppm.

### Vazões de líquido reagente

No ciclone absorvedor, a máxima razão l/g admitida seria de 0,5. Tomando-se a vazão máxima admitida, pode-se calcular :

$$l / g = 0,5 \Rightarrow l_{\text{cmax}} (\text{dm}^3) = 0,5 \times 73,5 \text{ m}^3/\text{s} = 36,75 \times \text{dm}^3/\text{s}$$
$$l_{\text{cmax}} = 132,3 \text{ l/h}$$

Durante a operação, revelou-se a necessidade de razões l/g maiores para que o ciclone úmido fosse capaz de absorver o SO<sub>2</sub> de forma satisfatória. Dessa forma, a vazão máxima de líquido absorvedor indicada pelo rotâmetro limitou a vazão de gases contaminados através desse lavador, levando-a à terça parte do valor máximo inicialmente planejado.

A vazão de líquido na torre foi estimada com base nas informações fornecidas por Rinaldi (1995) em base mássica, para solução de CaOH. A partir desses dados :

$$M_{\text{AR}} = 28,97 \text{ Kg/Kmol}$$

$$M_{\text{NaOH}} = 18 \text{ Kg/Kmol}$$

$$3 \text{ KgNaOH} = 0,167 \text{ mol NaOH}$$

$$1 \text{ Kg Ar} = 0,03452 \text{ mol Ar}$$

$$\frac{3\text{KgNaOH}}{1\text{KgAr}} = \frac{0,167\text{molNaOH}}{0,03452\text{molAr}} = 4,828 \frac{\text{molNaOH}}{\text{molAr}}$$

$$Q_{\text{max}} = 73,5 \text{ l/s} \Rightarrow N_{\text{Ar}} = 3,281 \text{ moles/s}$$

$$N_{\text{NaOH}} = N_{\text{Ar}} \times 4,828 = 15,84 \text{ moles NaOH /segundo}$$

$$\dot{m}_{\text{NaOH}} = N_{\text{NaOH}} \times M_{\text{NaOH}} = 15,85 \times 18 = 285,14 \frac{\text{g}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_{\text{NaOH}} = 0,28514 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} = 17,108 \frac{\text{Kg}}{\text{min}}$$

$$l_{\text{tmax}} = \frac{\dot{m}}{\rho_{\text{NaOH}}} = \frac{17,108}{999} = 17,13 \times 10^{-3} \frac{\text{l}}{\text{min}}$$

$$l_{\text{tmax}} = 17,13 \text{ l/min}$$

### Vazão máxima de solução de NaOH de reposição



Considerando-se a máxima vazão de ar com 3000 ppm de SO<sub>2</sub> em base molar, e sabendo-se que cada mol de SO<sub>2</sub> reage com 2 moles de Na<sup>+</sup> (equação 3.1), calcula-se que :

$$Q_{\max} = 73,5 \text{ l/s de ar}$$

$$N_{\max} = 3,28 \text{ moles/s de ar}$$

$$N_{\max\text{SO}_2} = 3,28 \times 0,003 = 0,0098 \text{ mol/s de SO}_2$$

$$N_{\max\text{NaOH}} = 2 \times 0,0098 = 0,02 \text{ mol/s de NaOH}$$

$$\dot{m}_{\text{NaOH}} = 0,748 \text{ g/s}$$

$$\dot{m}_{\text{NaOH}} = 2690 \text{ g/h}$$

Para solução de reposição com concentração de 500 g de NaOH por litro de solução, pode-se calcular :

$$Q_{\max\text{NaOH}} = 2690 \text{ g/h} \div 500 \text{ g/l} = 5,38 \text{ litros/hora de NaOH}_{\text{aq}}$$

### 3.5-Instrumentos de Medição

A tabela 3.2 relaciona todos os instrumentos utilizados nas medições realizadas na bancada de absorção de SO<sub>2</sub>.

Variável medida	Instrumento	Características do instrumento	Incerteza
Vazão de gás contaminado	Placa de orifício	Diâmetro = 50 mm Diâmetro orifício = 31,8mm	± 0,8 %
Vazão de SO <sub>2</sub>	Rotâmetro para ar a latm 70°F	Vazão máxima de ar = 2240 ml/min	± 2 %
Vazão de líquido na torre de nebulização	Rotâmetro para água	Vazão máxima de água = 2500 l / h	± 3 %
Pressão do líquido nos pulverizadores da torre	Manômetro de Bourdon	Pressão máxima = 7,0 bars	± 1 %
Pressão do gás na saída da torre de nebulização	Manômetro de coluna de água	Pressão máxima = 1000 mmCA	± 0,5 mm
Vazão de líquido no ciclone absorvedor	Rotâmetro para água	Vazão máxima de água = 160 l / h	± 3 %
Vazão de ar comprimido no ciclone absorvedor	Rotâmetro para ar comprimido a 3 bar	Vazão máxima de ar = 200 NI / min	± 3 %
Pressão do líquido no pulverizador do ciclone absorvedor	Manômetro de Bourdon	Pressão máxima = 7 bars	± 1 %
Pressão do ar comprimido	Manômetro de Bourdon acoplado a regulador de pressão	Pressão máxima de ar = 10 bars	± 3 %
Pressão do gás na saída do ciclone absorvedor	Manômetro de coluna de água	Pressão máxima = 1000 mmCA	± 0,5 mm
Pressão do gás na entrada dos lavadores	Manômetro de coluna de água	Pressão máxima = 1000 mmCA	± 0,5 mm
Pressão na linha de SO <sub>2</sub> a montante da válvula agulha	Manômetro Bourdon	Pressão máxima = 7 bars	± 3 %
Pressão na linha de SO <sub>2</sub> a jusante da válvula agulha	Manômetro de coluna de água	Pressão máxima = 1000 mmCA	± 0,5 mm
Temperatura do gás na entrada dos lavadores	Termopar	Tipo J	± 0,5 °C
Temperatura do líquido no tanque de recirculação da torre	Termopar	Tipo J	± 0,5 °C
Temperatura do líquido no tanque de recirculação do ciclone absorvedor	Termopar	Tipo J	± 0,5 °C
Pressão na linha de SO <sub>2</sub> a jusante da válvula agulha	Manômetro de coluna de água	Pressão máxima = 1000 mmCA	± 0,5 mm
Pressão do líquido na saída da bomba	Manômetro Bourdon	Pressão máxima = 7 bars	± 1,6 %
Concentração de SO <sub>2</sub> nos gases contaminados	Analizador de gases Horiba	Modelo ENDA - 1400	± 5 ppm
pH da solução absorvedora	Analizador de pH	Actron - pH 2000	± 0,5 %

Tabela 3.2 - Relação de instrumentos de medição da bancada de absorção de SO<sub>2</sub>

## Capítulo 4

### Resultados e Discussão

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE

#### 4.1 - Parâmetros Medidos

Foram realizadas cinco séries de medidas, sendo uma para a torre de nebulização e quatro para o ciclone absorvedor, já que o último é o objeto principal deste trabalho. O intervalo de vazões de gases foi limitado ao valor máximo de 25 l/s, contra o valor máximo de 73,5 l/s pretendido inicialmente. A concentração de SO<sub>2</sub> utilizada nos gases foi da ordem de 700 ppm. Estas limitações foram impostas pela máxima vazão de SO<sub>2</sub> que não pôde ser elevada aos níveis pretendidos, mesmo com a redução da vazão máxima de gases contaminados e pela máxima vazão indicada pelo rotâmetro do líquido absorvedor do ciclone úmido.

A tabela 4.1 mostra os parâmetros constantes e variáveis de cada série de medidas e seus respectivos valores ou intervalos de variação. A primeira série de medidas mostrada na tabela foi realizada na torre.

Vazão de líquido - $Q_{liq}$ (l/h)	Vazão de ar comprimido no bocal pneumático - $Q_{ARC}$ (l/min)	Pressão de líquido - $P_{liq}$ (bars)	Pressão do ar comprimido do bocal pneumático - $P_{ARC}$ (bars)	Vazão mássica de gases contaminados - $m_{GS}$ (kg/h)	Equipamento
380	-	3,2	-	35,8 - 119,6	Torre
160	116,19 - 125,9	5,0	3,2	35,9 - 109	Ciclone absorvedor
20 - 160	125,9 - 179,1	5,0	3,2	61,3	Ciclone absorvedor
100	140,4 - 145,2	5,0	3,2	35,8 - 109	Ciclone absorvedor
20 - 160	121 - 179,1	5,0	3,2	81,3	Ciclone absorvedor

Tabela 4.1 - Parâmetros constantes e intervalos de variação para cada série de medidas

## 4.2 - Cálculos de Resultados

A partir dos valores medidos foram calculados em cada ponto: a razão l/g; a eficiência de absorção ( $\eta$ ); a eficiência de pH menor que 9 ( $\eta_{pH}$ ); o tempo de residência dos gases; a velocidade de entrada no ciclone absorvedor ou velocidade dos gases no interior da torre; o diâmetro médio de gotas (equação 2.40); a área de troca e a fração volumétrica de líquido no interior do ciclone absorvedor.

### Razão l/g

A proporção entre a vazão de líquido absorvedor e a vazão de gases contaminados é chamada razão l/g.

$$\frac{l}{g} = \frac{Q_{l/g}}{Q_{GS}} \quad (4.1)$$

onde:

$$Q_{l/g} = \text{vazão de líquido absorvedor} \quad (l / s)$$

$$Q_{GS} = \text{vazão de gases contaminados} \quad (m^3 / s)$$

### Eficiência de Absorção

A eficiência de absorção indica em que porcentagem foi reduzida a concentração de  $SO_2$  na saída dos lavadores, em relação à concentração do contaminante na entrada dos mesmos. A concentração de  $SO_2$  na entrada ( $C_{ent}$ ) do ciclone absorvedor foi estimada a partir do valor indicado pelo analisador de gases, levando-se em conta o volume de ar não contaminado injetado para insuflar o líquido absorvedor no atomizador pneumático.

$$\eta = 1 - \frac{C_{sd}}{C_{ent}} \quad (4.2)$$



onde:

Cent = concentração do SO<sub>2</sub> na entrada do lavador ( ppm )

Csd = concentração do SO<sub>2</sub> na saída do lavador ( ppm )

### Eficiência de Absorção de pH menor que 9

Foi traçada a curva teórica do pH mínimo do líquido absorvedor contra l/g (figura 4.1), para que haja NaOH diluído em quantidade suficiente para neutralizar todo o SO<sub>2</sub> que entra no lavador, sem que o pH do líquido fique abaixo de 9 na saída, condição na qual a reação entre o Na<sup>+</sup> e o SO<sub>2</sub><sup>-2</sup> não pode ser considerada instantânea. Verificou-se que os valores de pH utilizados no ciclone absorvedor estão abaixo do valor de pH mínimo. Na verdade, a maior parte do SO<sub>2</sub> foi absorvido com pH abaixo de 9 e o líquido absorvedor deixou o lavador com pH menor que este valor. Pode-se verificar que a eficiência de absorção total é praticamente a mesma que a eficiência de pH menor que 9, para as séries de medidas realizadas.

pH na entrada para pH9 na saída com 700 ppm na entrada

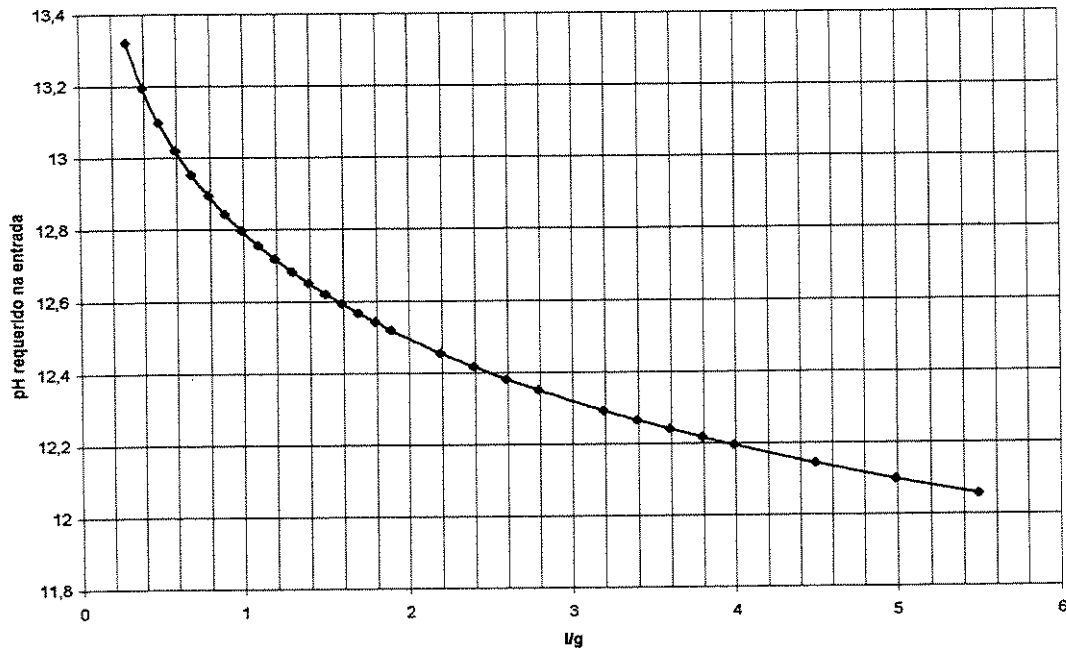


Figura 4.1 - Curva de pH mínimo X l/g para pH 9 na saída do lavador

Para calcular a eficiência de pH menor que 9, calculamos inicialmente a quantidade de SO<sub>2</sub> remanescente na mistura gasosa, depois que parte do NaOH foi consumido, chegando o pH a 9. Para isso dispomos do valor do pH médio do líquido em cada série de medidas e podemos calcular o pH mínimo em cada ponto necessário para que o pH seja 9 na saída do lavador.

$$pH_{\min} = 14 + \log_{10} \left[ \left( \frac{2 \times 44,64 \text{ moles} / m^3}{l / g} \right) \times \frac{Cent}{1000000} \right] \quad (4.3)$$

$$SO_{2rmn} = 1000000 \times (10^{pH_{\min}-14} - 10^{pH_{\text{médio}}-14}) \times \frac{l / g}{2 \times 44,64 \text{ moles} / m^3} \quad (4.4)$$

$$\eta_{ov} = 1 - \frac{C_{SO_{2rmn}}}{C_{sd}} \quad (4.5)$$

onde:

pH<sub>min</sub> = pH mínimo para que pH do líquido na saída seja 9 (-)

pH<sub>médio</sub> = pH médio utilizado durante cada série de medidas (-)

SO<sub>2rmn</sub> = SO<sub>2</sub> remanesc. quando pH da líquido atinge 9 (ppm)

C<sub>SO<sub>2rmn</sub></sub> = concentração de SO<sub>2</sub> remanescente (ppm)

η<sub>ov</sub> = eficiência de pH menor que 9

### Tempo de Residência

O volume dos lavadores dividido pela vazão volumétrica dos gases fornece um valor aproximado do tempo de residência dos gases no interior dos lavadores, desprezando-se o volume de líquido absorvedor. Equações para o tempo de residência em ciclones, baseadas em hipóteses mais rigorosas estão disponíveis na literatura (Leith & Licht, 1972), embora seja uma questão controversa (Clift & Ghadiri, 1991). O tempo de residência do líquido no ciclone úmido provavelmente é muito diferente do tempo de residência dos gases: as gotas visualmente não se distribuem por todo o volume do equipamento, estando na forma pulverizada apenas no volume ciclíndrico axial ao eixo da entrada tangencial deste lavador. Visualmente o líquido parece atingir a parede do equipamento em trajetória retilínea a partir da saída do bico pulverizador, formando

então uma corrente descendente em espiral. Portanto o tempo de residência calculado neste trabalho serve apenas para comparação entre as diferentes velocidades do gás baseada no volume do ciclone absorvedor.

Para cálculos mais rigorosos na torre de nebulização podem-se utilizar as equações 2.33 a 2.38 de balanço de força na gota em contracorrente com o escoamento de gases.

$$TR = \frac{V_{lav}}{Q_{GS}} \quad (4.6)$$

onde:

TR = tempo de residência dos gases no interior do ciclone absorvedor (s)

V<sub>lav</sub> = volume do lavador de gases (m<sup>3</sup>)

#### Velocidade de Entrada no Ciclone absorvedor e Velocidade no Interior da Torre

O parâmetro de velocidade do ciclone absorvedor pode ser calculado pela expressão:

$$V_{cic} = \frac{Q_{GS}}{A_{cic}} \quad (4.7)$$

onde:

V<sub>cic</sub> = velocidade dos gases na entrada do ciclone absorvedor (m/s)

A<sub>cic</sub> = área da secção transversal da entrada do ciclone absorvedor (m<sup>2</sup>)

O parâmetro de velocidade da torre pode ser calculado pela seguinte expressão:

$$V_{tor} = \frac{Q_{GS}}{A_{tor}} \quad (4.8)$$

onde:

V<sub>tor</sub> = velocidade dos gases no interior da torre (m/s)

A<sub>tor</sub> = área da secção transversal da torre (m<sup>2</sup>)

## Diâmetro de Gotas

As expressões 2.39 e 2.40 fornecem os valores dos diâmetros médios de gotas da torre e do ciclone absorvedor, respectivamente. A velocidade inicial das gotas para o cálculo em bocais de pressão foi obtida diretamente da vazão de líquido dividida pela área da secção transversal do orifício de pulverização. As velocidades relativas entre ar comprimido e líquido em atomizadores pneumáticos foram obtidas a partir do mesmo princípio.

## Área de Transferência Produzida

Área de transferência produzida por unidade de tempo foi calculada dividindo-se a vazão de líquido pelo volume médio de gotas e multiplicando-se este valor pela área superficial da gota média. A expressão resultante é a seguinte.

$$AT = \frac{3 \times Q_L}{r_{GT}} \quad (4.9)$$

onde:

AT = área de transferência produzida	(m <sup>2</sup> /s)
Q <sub>L</sub> = vazão volumétrica de líquido absorvedor	(m <sup>3</sup> /s)
r <sub>GT</sub> = raio da gota média	(m)

## Fração Volumétrica de Líquido

A porcentagem do volume do lavador ocupada pelo líquido é um indicador da concentração do mesmo no interior do equipamento. Quanto maior este valor, menor será a distância entre gotas a ser percorrida pelas moléculas de SO<sub>2</sub> na fase gasosa, até que atinjam a interface gás/líquido. Na torre de nebulização, este parâmetro foi omitido devido a complicações decorrentes do fato de as gotas percorrerem trajetórias de sentido oposto ao escoamento de gases. No ciclone, considerou-se que o tempo de residência das gotas foi igual ao dos gases, uma aproximação grosseira, tornando a fração volumétrica apenas um parâmetro comparativo.

$$FV_{liq} = \frac{Q_L \times TR}{V_{lav}} \quad (4.10)$$

onde:

$$FV_{liq} = \text{fração volumétrica do líquido no interior do lavador} \quad (-)$$

### 4.3 - Apresentação de Medidas e Resultados

#### Torre de Nebulização

A tabela 4.2 mostra os principais parâmetros de operação da torre de nebulização e os resultados de eficiência de absorção obtidos na série de medidas realizada neste equipamento.

Teste	$Q_{liq}$ (l/h)	$m_{GS}$ (kg/h)	L / g	Cent	Csd	$\eta$
1	380	35,84	12,83	700	36	0,949
2	380	50,25	9,15	730	59	0,919
3	380	61,29	7,50	718	183	0,745
4	380	70,58	6,51	709	129	0,818
5	380	88,49	5,20	690	170	0,754
6	380	101,31	4,54	677	125	0,815
7	380	119,61	3,84	645	168	0,740

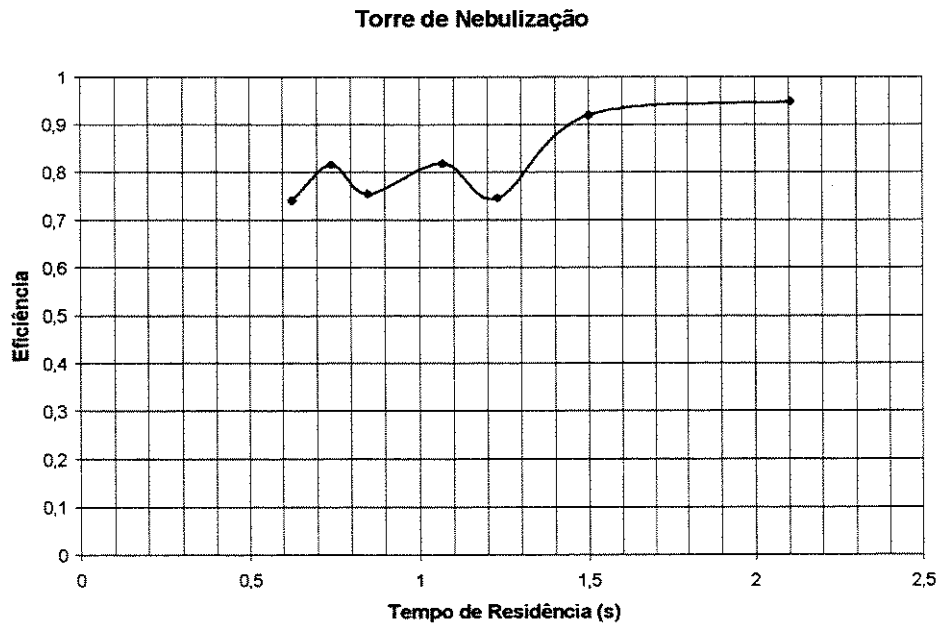
Tabela 4.2 - Principais parâmetros de operação e eficiência de absorção na torre de nebulização.

A tabela 4.3 mostra o tempo de residência, a velocidade no interior da torre, o diâmetro médio de gotas obtido, a área de transferência e a fração volumétrica de líquido.

Teste	TR (s)	Vtor (m/s)	$D_{GT}$ ( $\mu\text{m}$ )	AT ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
1	2,110	0,246	89,67	7,06
2	1,505	0,344	89,67	7,06
3	1,234	0,420	89,67	7,06
4	1,071	0,484	89,67	7,06
5	0,855	0,606	89,67	7,06
6	0,746	0,694	89,67	7,06
7	0,632	0,820	89,67	7,06

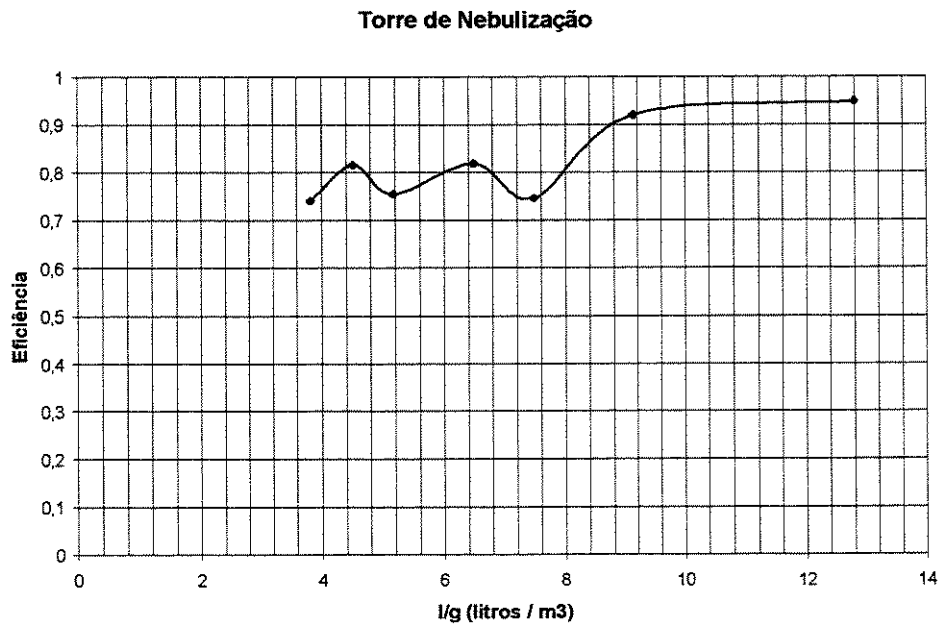
Tabela 4.3 - Tempo de residência, velocidade dos gases, diâmetro médio de gotas, área de transferência produzida e fração volumétrica de líquido na torre de nebulização.

A figura 4.2 mostra a curva da eficiência de absorção da torre de nebulização, em função do tempo de residência dos gases no interior do equipamento.



**Figura 4.2** - Curva de eficiência da torre de nebulização em função do tempo de residência dos gases.

A figura 4.3 mostra a curva de eficiência de absorção da torre de nebulização, em função da razão l/g.



**Figura 4.3** - Eficiência da torre de nebulização em função da razão l/g.

## Ciclone absorvedor

Foram realizadas quatro séries de medidas no ciclone absorvedor, as quais serão denominadas "ciclone 1" a "ciclone 4". Os principais parâmetros de operação e os resultados da eficiência de absorção das quatro séries de medidas e tempos de residência, velocidade de entrada, diâmetro médio de gotas, área de transferência e fração volumétrica do líquido do ciclone absorvedor são mostrados nas tabelas 4.4 a 4.11.

Na primeira série, manteve-se constante a vazão de líquido absorvedor, variando-se o tempo de residência dos gases.

### CICLONE 1

Teste	$Q_{liq}$ (l/h)	$Q_{arc}$ (l/min)	$m_{GS}$ (kg/h)	l/g	Cent	Csd	$\eta$
1	160	116,19	35,85	5,40	514,84	27	0,948
2	160	116,19	50,25	3,85	544,59	37	0,932
3	160	125,87	61,29	3,16	565,66	55	0,903
4	160	125,87	73,42	2,64	583,38	129	0,779
5	160	121,03	81,31	2,38	581,19	194	0,666
6	160	116,19	90,75	2,13	601,13	246	0,591
7	160	116,19	101,31	1,91	587,11	273	0,535
8	160	116,19	109,01	1,78	538,34	287	0,467

Tabela 4.4 - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 1.

Teste	TR (s)	V <sub>ei</sub> c (m/s)	D <sub>GT</sub> ( $\mu$ )	AT (m <sup>2</sup> /s)	FV (%)
1	2,110	1,68	2059,02	0,130	0,540
2	1,505	2,35	2059,02	0,130	0,385
3	1,234	2,87	1826,27	0,146	0,316
4	1,030	3,44	1826,27	0,146	0,264
5	0,930	3,81	1936,83	0,138	0,238
6	0,833	4,25	2059,02	0,130	0,213
7	0,746	4,75	2059,02	0,130	0,191
8	0,694	5,11	2059,02	0,130	0,178

Tabela 4.5 - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 1.

A figura 4.4 mostra a curva de eficiência de "ciclone 1", em função da razão l/g. A figura 4.5 mostra a curva de eficiência do mesmo, em função do tempo de residência dos gases.

## CICLONE 1

Ciclone 1  
Q<sub>liq</sub> = 160 l/h  
0,129 < AT < 0,146

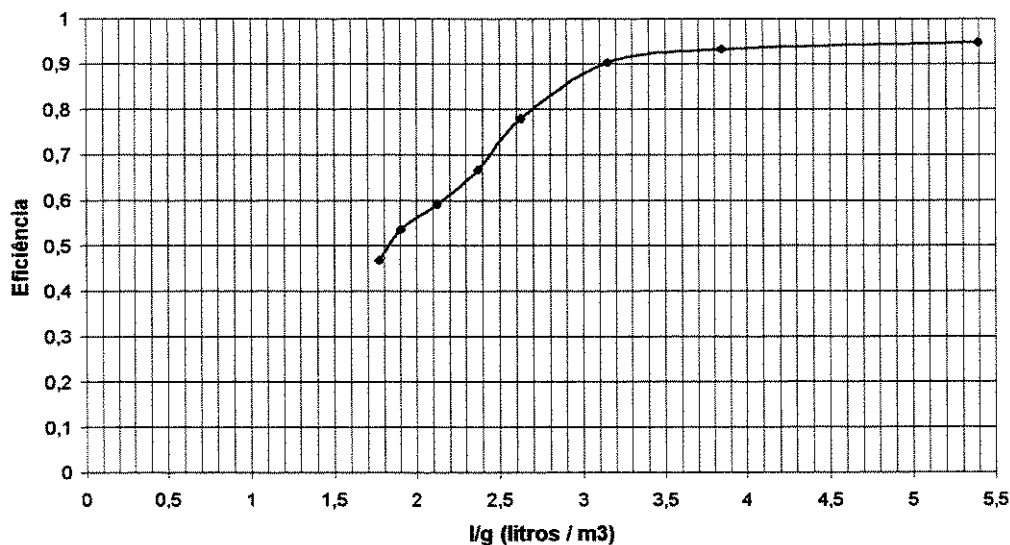


Figura 4.4 - Curva de eficiência de ciclone 1 em função da razão l/g.

Ciclone 1  
Q<sub>liq</sub> = 160 l/h  
0,129 < AT < 0,146

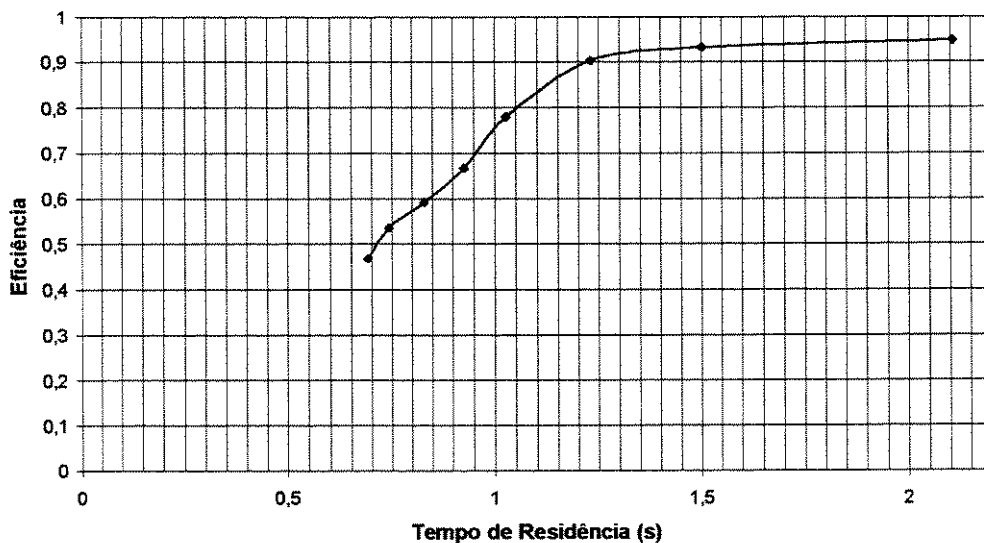


Figura 4.5 - Curva de eficiência de ciclone 1 em função do tempo de residência.

A segunda série de medidas feitas no ciclone absorvedor mantém o tempo de residência dos gases no interior do equipamento, variando a vazão de líquido absorvedor e, assim, a razão l/g.



## CICLONE 2

Teste	$Q_{liq}$ (l/h)	$Q_{arc}$ (l/min)	$m_{GS}$ (kg/h)	l / g	Cent	Csd	$\eta$
1	20	179,13	61,29	0,39	569,22	209	0,633
2	30	174,28	61,29	0,59	571,93	151	0,736
3	40	164,60	61,29	0,79	577,42	103	0,822
4	50	150,08	61,29	0,99	585,85	58	0,901
5	80	150,08	61,29	1,58	585,85	48	0,918
6	100	145,24	61,29	1,97	588,72	36	0,939
7	120	130,71	61,29	2,37	597,49	30	0,950
8	160	125,87	61,29	3,16	600,47	20	0,967

**Tabela 4.6** - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 2.

Teste	TR (s)	Vcic (m/s)	$D_{GT}$ ( $\mu$ )	AT ( $m^2/s$ )	FV (%)
1	1,234	2,87	49,20	0,678	0,039
2	1,234	2,87	92,63	0,540	0,059
3	1,234	2,87	154,23	0,432	0,079
4	1,234	2,87	246,55	0,338	0,099
5	1,234	2,87	497,24	0,268	0,158
6	1,234	2,87	729,15	0,229	0,197
7	1,234	2,87	1121,66	0,178	0,237
8	1,234	2,87	1826,39	0,146	0,316

**Tabela 4.7** - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 2.

A figura 4.6 mostra a curva de eficiência de "ciclone 2", em função da razão l/g. A figura 4.7 mostra a curva de eficiência do mesmo, em função da área de transferência.

## CICLONE 2

Ciclone 2  
Temp.Res. = 1,23 s  
20 < Qliq < 160 l/h

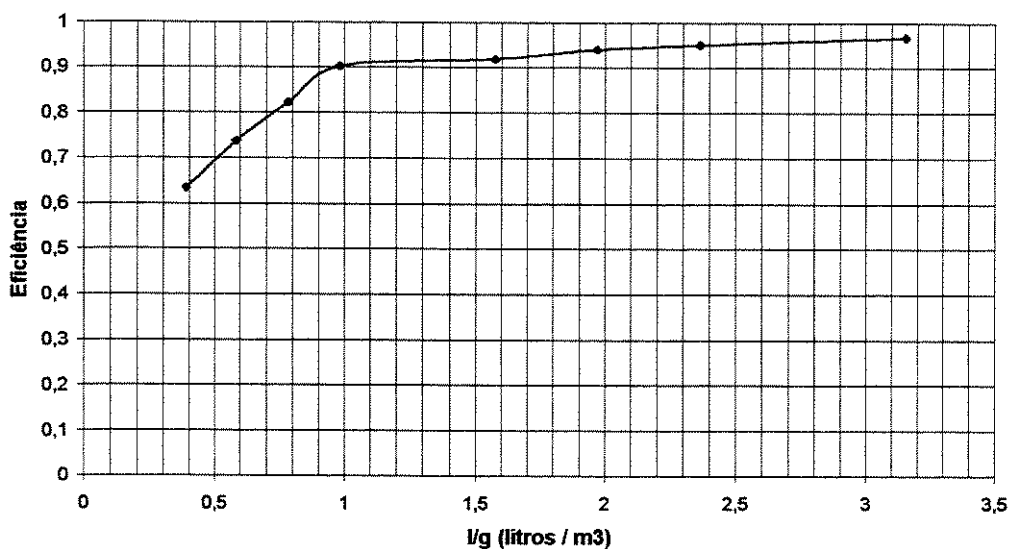


Figura 4.6 - Curva de eficiência de ciclone 2 em função da razão l/g.

Ciclone 2  
Temp.Res. = 1,23 s  
20 < Qliq < 160 l/h

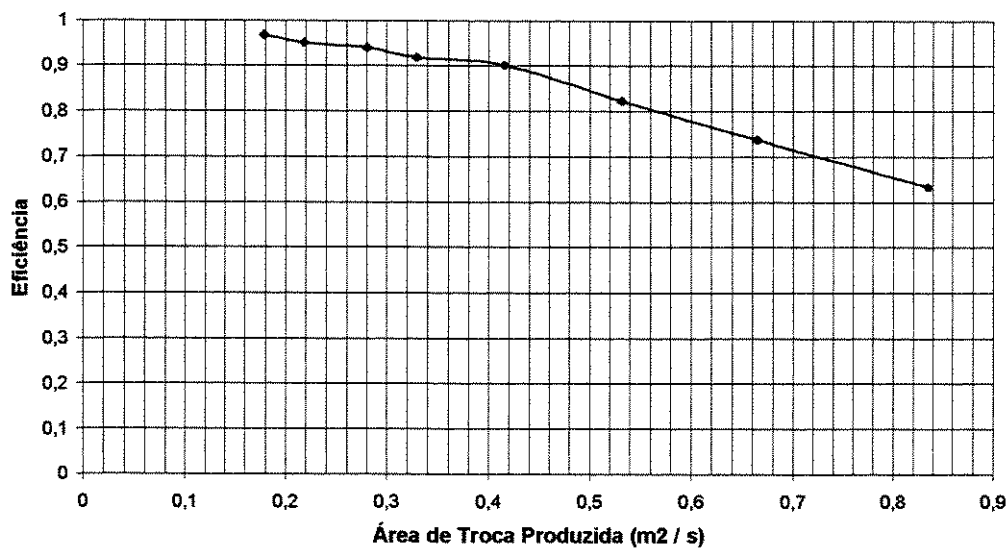


Figura 4.7 - Curva de eficiência de ciclone 2 em função da área de transferência.

Na terceira série de medidas, manteve-se constante a vazão de líquido, variando-se o tempo de residência dos gases.

### CICLONE 3

Teste	$Q_{liq}$ (l/h)	$Q_{arc}$ (l/min)	$m_{GS}$ (kg/h)	l / g	Cent	Csd	$\eta$
1	100	145,24	35,85	3,38	486,80	19	0,961
2	100	145,24	50,25	2,41	499,25	24	0,952
3	100	145,24	61,29	1,97	545,20	28	0,949
4	100	145,24	73,42	1,65	550,88	36	0,935
5	100	140,40	81,31	1,49	587,37	49	0,917
6	100	140,40	90,75	1,33	571,78	81	0,858
7	100	140,40	101,31	1,19	554,24	94	0,830
8	100	140,40	109,01	1,11	548,69	110	0,800

**Tabela 4.8** - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 3.

Teste	TR (s)	V <sub>cic</sub> (m/s)	D <sub>GT</sub> ( $\mu$ )	AT (m <sup>2</sup> /s)	FV (%)
1	2,110	1,68	729,08	0,229	0,338
2	1,505	2,35	729,08	0,229	0,241
3	1,234	2,87	729,08	0,229	0,197
4	1,030	3,44	729,08	0,229	0,165
5	0,930	3,81	767,02	0,217	0,149
6	0,833	4,25	767,02	0,217	0,133
7	0,746	4,75	767,02	0,217	0,119
8	0,694	5,11	767,02	0,217	0,111

**Tabela 4.9** - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 3.

A figura 4.8 mostra a curva de eficiência de "ciclone 3", em função da razão l/g. A figura 4.9 mostra sua curva de eficiência, em função da área de transferência.

## CICLONE 3

Ciclone 3  
Q<sub>liq</sub> = 100 l/h  
0,217 < AT < 0,229

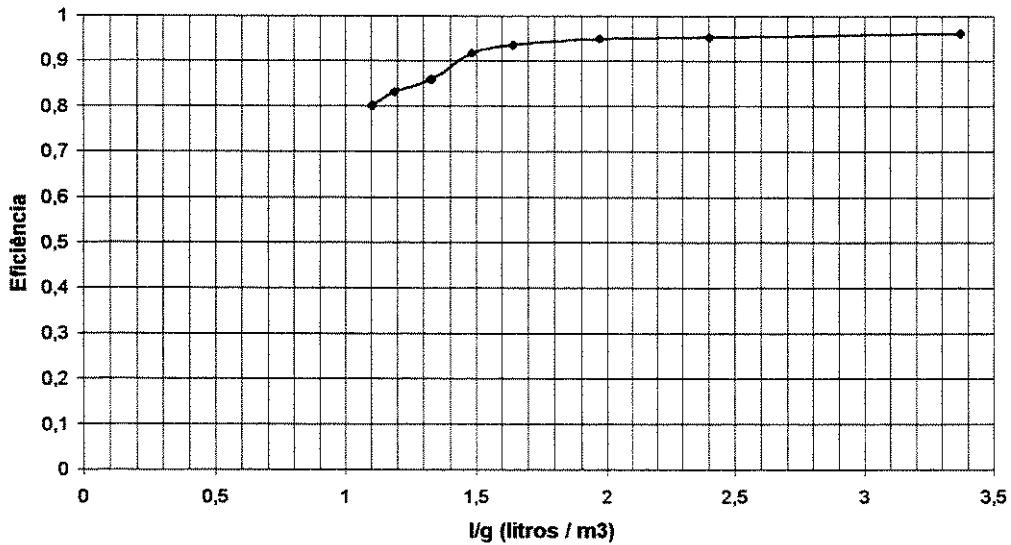


Figura 4.8 - Curva de eficiência de ciclone 3 em função da razão l/g.

Ciclone 3  
Q<sub>liq</sub> = 100 l/h  
0,217 < AT < 0,229

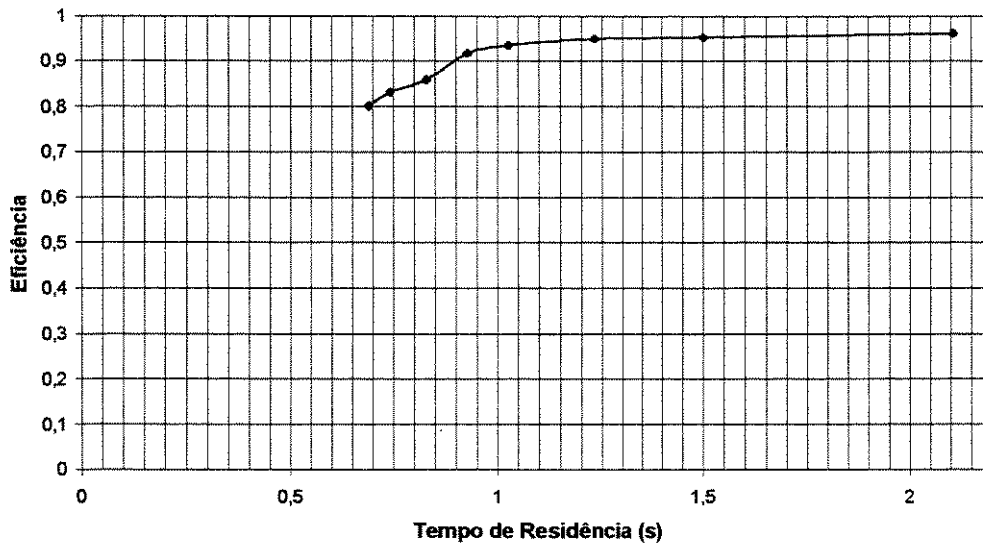


Figura 4.9 - Curva de eficiência de ciclone 3 em função do tempo de residência.

Na quarta série de medidas, foi variada a vazão de líquido absorvedor, com tempo de residência dos gases constante.

### CICLONE 4

Teste	$Q_{liq}$ (l/h)	$Q_{arc}$ (l/min)	$m_{GS}$ (kg/h)	l / g	Cent	Csd	$\eta$
1	20	179,13	81,31	0,30	530,20	118	0,777
2	30	179,13	81,31	0,45	530,20	99	0,813
3	40	159,76	81,31	0,60	538,22	40	0,926
4	50	150,08	81,31	0,74	542,33	32	0,941
5	80	145,24	81,31	1,19	544,40	26	0,952
6	100	140,40	81,31	1,49	546,49	22	0,960
7	120	130,71	81,31	1,79	550,72	20	0,964
8	160	121,03	81,31	2,38	555,02	18	0,968

**Tabela 4.10** - Principais parâmetros de operação e eficiências de absorção da série de medidas ciclone 4.

Teste	TR (s)	$V_{cic}$ (m/s)	$D_{GT}$ ( $\mu$ )	AT ( $m^2/s$ )	FV (%)
1	0,930	3,81	49,19	0,678	0,030
2	0,930	3,81	88,95	0,562	0,045
3	0,930	3,81	161,19	0,414	0,060
4	0,930	3,81	246,52	0,338	0,074
5	0,930	3,81	522,16	0,255	0,119
6	0,930	3,81	767,02	0,217	0,149
7	0,930	3,81	1121,57	0,178	0,179
8	0,930	3,81	1936,83	0,138	0,238

**Tabela 4.11** - Tempos de residência, velocidades de entrada, diâmetros médios de gotas, áreas de transferência e frações volumétricas de líquido da série de medidas ciclone 4.

A figura 4.10 mostra a curva de eficiência de "ciclone 4", em função da razão l/g. A figura 4.11 mostra sua curva, em função da área de troca.

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE

## CICLONE 4

Ciclone 4  
Temp.Res = 1,03 s  
20 < Qliq < 160 l/h

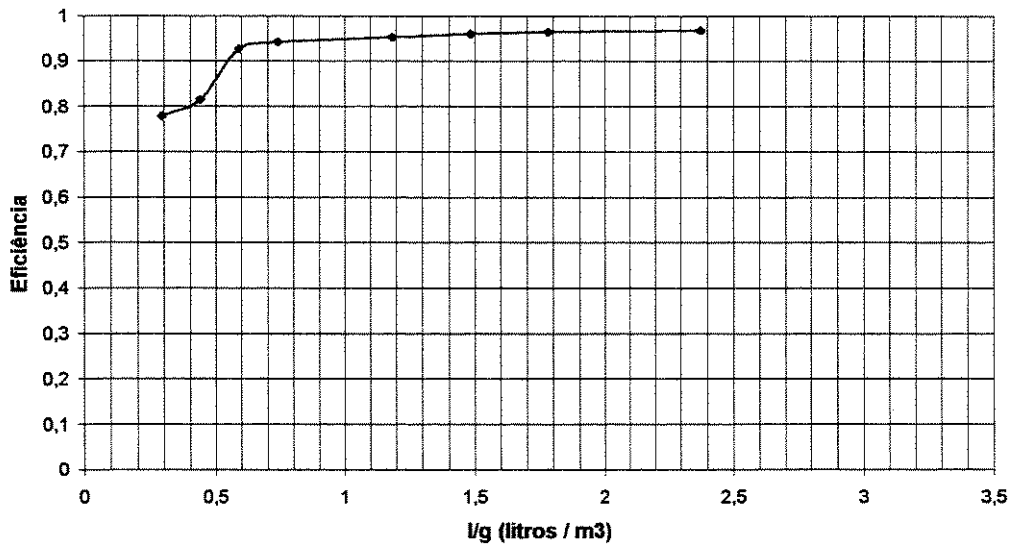


Figura 4.10 - Curva de eficiência de ciclone 4 em função do tempo de residência.

Ciclone 4  
Temp.Res. = 1,03 s  
20 < Qliq < 160 l/h

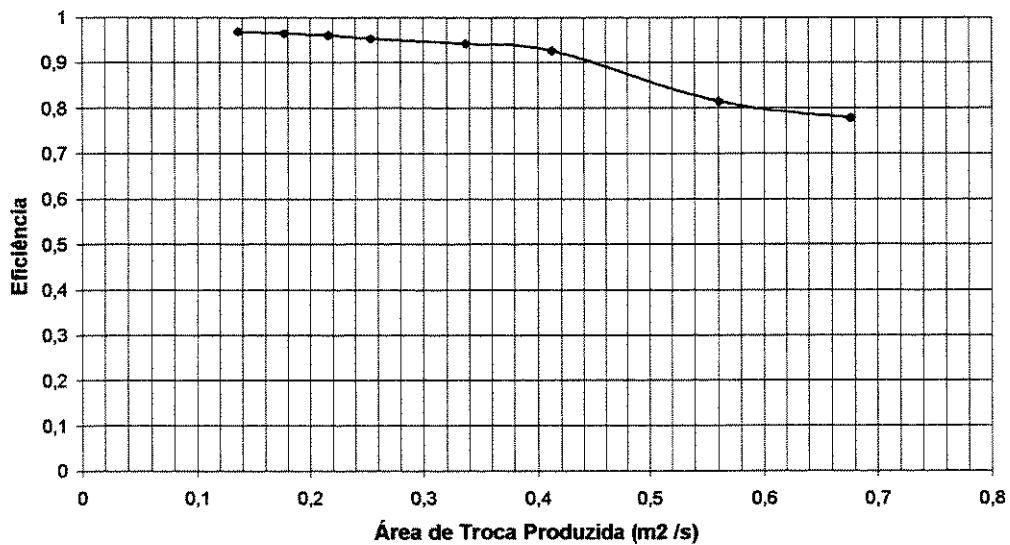


Figura 4.11 - Curva de eficiência de ciclone 4 em função da área de transferência.

#### 4.4 - Eficiência de pH menor que 9

As tabelas 4.12 a 4.16 mostram pH mínimo, pH médio, SO<sub>2</sub> remanescente, eficiência e eficiência de pH menor que 9.

#### TORRE DE NEBULIZAÇÃO

pH <sub>min</sub>	pH <sub>med</sub>	SO <sub>2</sub> rmn	η	η <sub>ov</sub>
11,69	10	685,63	0,949	0,947
11,85	10	719,75	0,919	0,918
11,93	10	709,60	0,745	0,742
11,98	10	701,70	0,818	0,816
12,07	10	684,18	0,754	0,752
12,12	10	671,92	0,815	0,814
12,18	10	640,69	0,740	0,738

Tabela 4.12 - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove da torre de nebulização.

#### CICLONE 1

pH <sub>min</sub>	pH <sub>med</sub>	SO <sub>2</sub> rmn	η	η <sub>ov</sub>
11,93	10	508,79	0,948	0,947
12,10	10	540,27	0,932	0,932
12,20	10	562,12	0,903	0,902
12,30	10	580,43	0,779	0,778
12,34	10	578,53	0,666	0,665
12,40	10	598,74	0,591	0,589
12,44	10	584,97	0,535	0,533
12,43	10	536,35	0,467	0,465

Tabela 4.13 - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove de ciclone 1.

#### CICLONE 2

pH <sub>min</sub>	pH <sub>med</sub>	SO <sub>2</sub> rmn	η	η <sub>ov</sub>
13,11	10,5	567,82	0,633	0,632
12,94	10,5	569,83	0,736	0,735
12,81	10,5	574,62	0,822	0,821
12,72	10,5	582,35	0,901	0,900
12,52	10,5	580,26	0,918	0,917
12,43	10,5	581,72	0,939	0,938
12,35	10,5	589,10	0,950	0,949
12,23	10,5	589,28	0,967	0,966

Tabela 4.14 - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove da torre ciclone 2.

### CICLONE 3

$\text{pH}_{\text{min}}$	$\text{pH}_{\text{med}}$	$\text{SO}_2\text{rmn}$	$\eta$	$\eta_{\text{ov}}$
12,11	11,5	367,24	0,961	0,948
12,27	11,5	413,96	0,952	0,942
12,39	11,5	475,28	0,949	0,941
12,47	11,5	492,50	0,935	0,927
12,55	11,5	534,66	0,917	0,908
12,58	11,5	524,56	0,858	0,846
12,62	11,5	511,93	0,830	0,816
12,64	11,5	509,38	0,800	0,784

Tabela 4.15 - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove de ciclone 3.

### CICLONE 4

$\text{pH}_{\text{min}}$	$\text{pH}_{\text{med}}$	$\text{SO}_2\text{rmn}$	$\eta$	$\eta_{\text{ov}}$
13,20	11,5	519,66	0,777	0,773
13,03	11,5	514,39	0,813	0,808
12,91	11,5	517,14	0,926	0,923
12,81	11,5	515,97	0,941	0,938
12,61	11,5	502,23	0,952	0,948
12,52	11,5	493,78	0,960	0,955
12,44	11,5	487,47	0,964	0,959
12,32	11,5	470,68	0,968	0,962

Tabela 4.16 - Comparação entre eficiência e eficiência de pH menor que nove de ciclone 4.

#### 4.5 - Consumo Relativo de Ar no Ciclone Absorvedor

A tabela 4.17 mostra os valores do consumo relativo de ar comprimido utilizado para insuflar o líquido. Esse valor representa a porcentagem de ar comprimido que entra no ciclone absorvedor em relação ao volume dos gases contaminados que escoam através do equipamento por unidade de tempo.

onde :  $Q_{\text{arc}}$  = vazão de ar comprimido (l/min)



Teste	Ciclone 1 Qarc/Q <sub>GS</sub> (%)	Ciclone 2 Qarc/Q <sub>GS</sub> (%)	Ciclone 3 Qarc/Q <sub>GS</sub> (%)	Ciclone 4 Qarc/Q <sub>GS</sub> (%)
1	23,533	21,218	29,416	15,994
2	16,786	20,645	20,982	15,994
3	14,910	19,498	17,204	14,265
4	12,447	17,778	14,362	13,400
5	10,807	17,778	12,536	12,968
6	9,295	17,204	11,231	12,536
7	8,327	15,484	10,061	11,671
8	7,739	14,910	9,351	10,807

Tabela 4.17 - Consumo relativo de ar comprimido em cada ponto de medidas do ciclone.

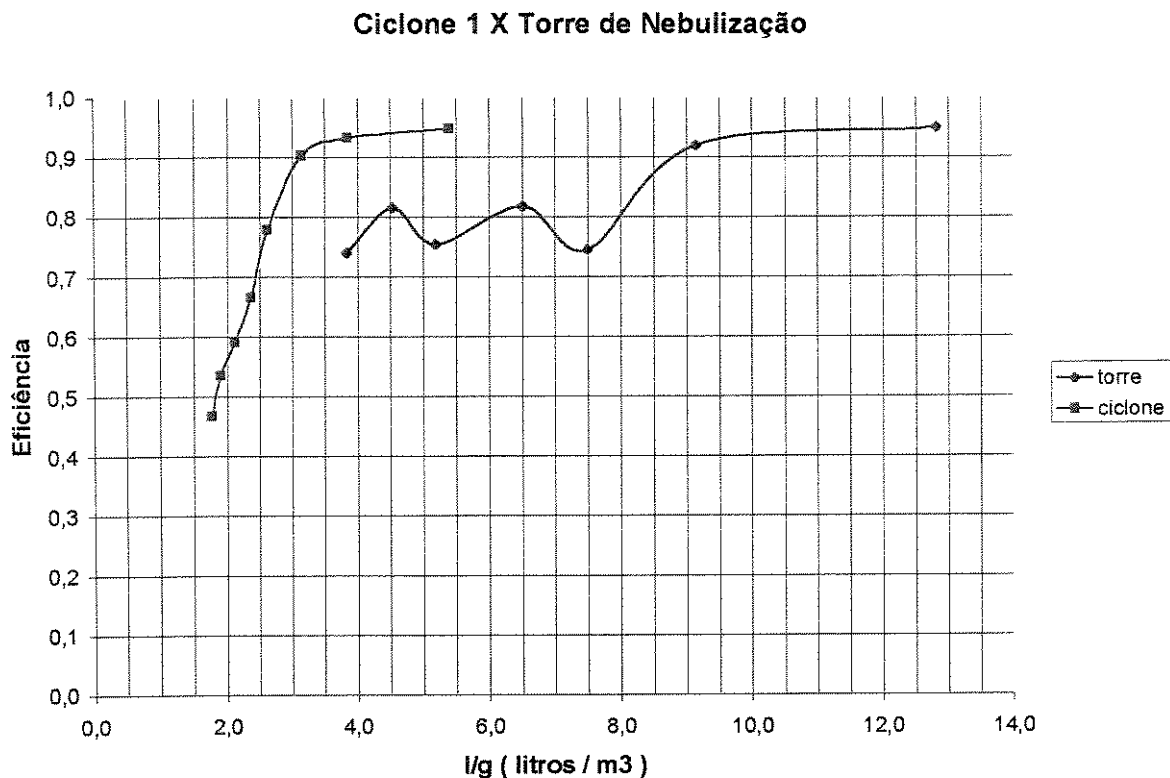
#### 4.6 - Discussão dos Resultados

Este texto se concentrará mais nos resultados obtidos no ciclone absorvedor, pois este é o objeto principal do estudo. A torre de nebulização é utilizada como modelo de comparação, pois é um equipamento largamente utilizado na absorção de SO<sub>2</sub>, principalmente em pequenas instalações.

O diâmetro de gotas calculados nos bocais de pressão ficou bem abaixo do valor recomendado por Saleem (1980), com valor próximo de 90 µm . Tal fato se justifica já que aquele diâmetro de 2500 µm é indicado para instalações industriais que utilizam bicos pulverizadores de orifícios bem maiores, os quais produzem gotas maiores também . Por outro lado, a distância percorrida pelas gotas em uma instalação de escala industrial do tipo torre é bem maior e as gotas perderiam suas velocidades descendentes, sendo arrastadas pelo escoamento de gases ascendente se tivessem diâmetro médio da ordem 50 µm.

O desempenho da torre de nebulização foi bom. Porém cabe ressaltar que só foi atingido o patamar de 90% de eficiência quando a razão l/g tinha um valor de aproximadamente 9, como pode ser visto na figura 4.3 e na tabela 4.2; enquanto isso, o ciclone absorvedor em seu pior resultado, que foi obtido na série de medidas “ciclone” 1, atingiu o mesmo patamar quando l/g tinha valor próximo a 3,2. Levando-se em conta apenas as eficiências de absorção, o ciclone absorvedor apresenta um melhor desempenho global. Isto não prova a superioridade deste equipamento; seria necessário um número maior de medidas na torre e também no ciclone úmido

para verificar qual dos dois é o melhor absorvedor. A figura 4.12 compara o desempenho da torre de nebulização com o de "ciclone1".



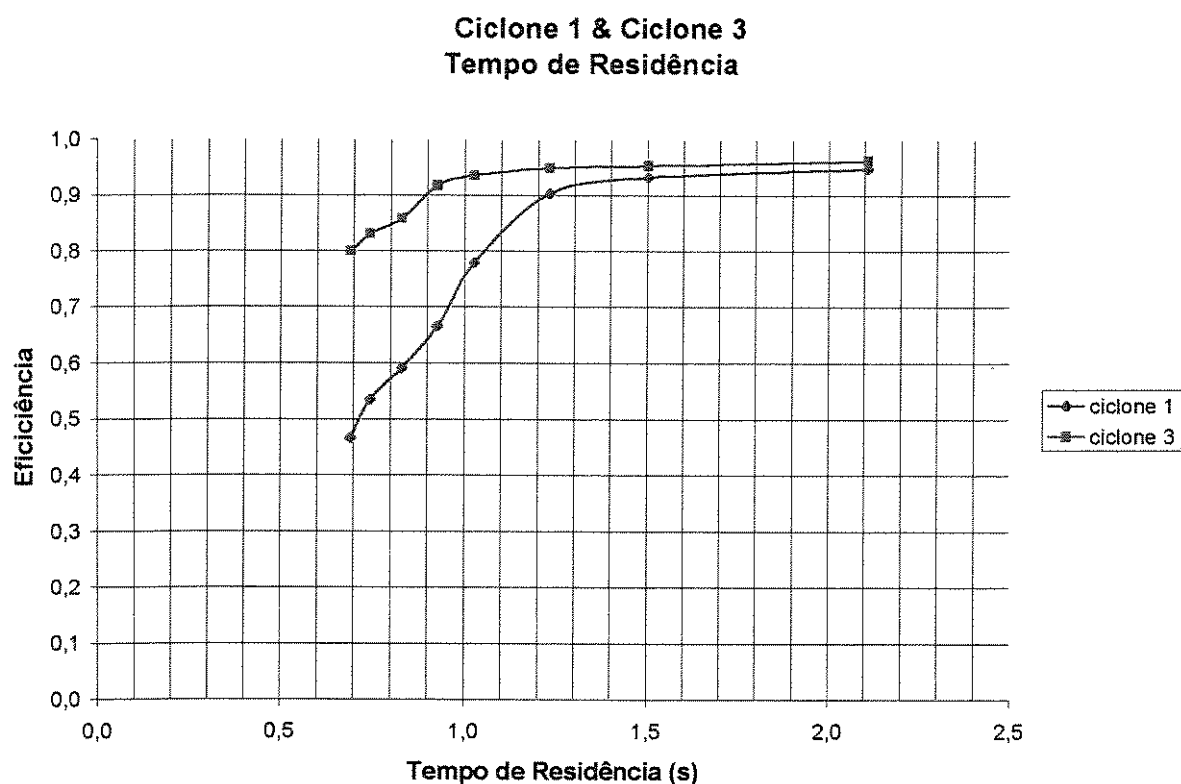
**Figura 4.12** - Comparação entre os desempenhos da torre de nebulização e ciclone 1.

O atomizador pneumático produziu gotas de diâmetro bem maior que o esperado, com grande consumo relativo de ar comprimido. Os diâmetros calculados tem ordem de grandeza de centenas de micrômetros, exceto em poucos casos de vazões bem baixas nas séries de medidas “ciclone 2” e “ciclone 4”. Observa-se que os bocais de pressão são capazes de produzir gotas da ordem de 50  $\mu\text{m}$ , que seria o valor desejável no ciclone absorvedor, quando possuem orifícios de pulverização de cerca de 1 mm. Como o ciclone absorvedor precisa de menor vazão de líquido que a torre, é possível que um pequeno número de bocais de pressão possa suprir as necessidades de uma instalação industrial de pequeno porte ou em laboratório, com grande área de transferência, pequeno consumo de energia no bombeamento do líquido e sem a necessidade da utilização de ar comprimido, que é um grande fator de elevação de custos.

Partiremos agora para a análise comparativa dos resultados das séries de medidas realizadas no ciclone absorvedor.

## Efeitos do Tempo de Residência

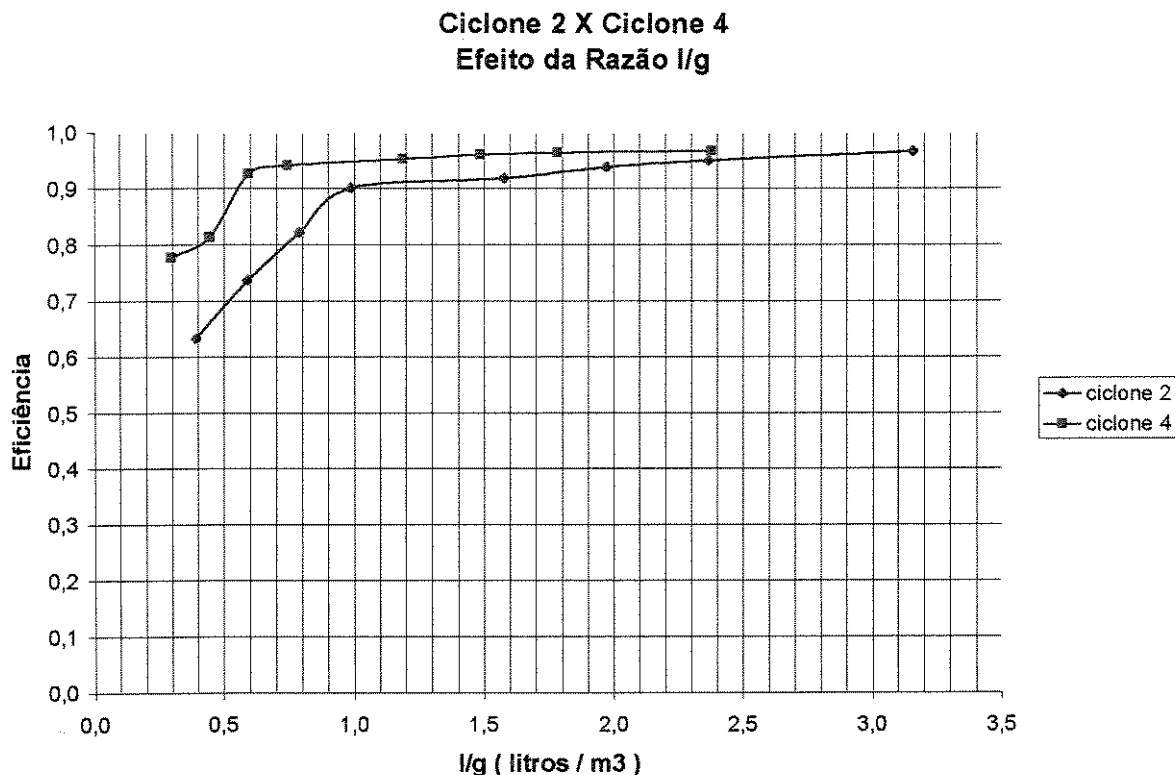
As curvas de eficiência em função do tempo de residência indicam melhor absorção em tempos maiores. Porém estes maiores tempos de residência estão associados a menores velocidades dos gases e, portanto, maiores razões  $l/g$ . Portanto os efeitos estão somados, não sendo possível distingui-los. Para tanto seria necessário variar o tempo de residência dos gases mantendo constantes a relação  $l/g$  e a área de transferência. A figura 4.13 mostra a variação das eficiências em função do tempo de residência para "ciclone 1" e "ciclone 3".



**Figura 4.13** - Curvas de eficiência em função do tempo de residência de ciclone 1 e ciclone 3.

### Efeitos da Razão l/g

As séries de medições “ciclone 2” e “ciclone 4” mostram claramente o efeito da razão l/g na eficiência de absorção de SO<sub>2</sub> no ciclone absorvedor. Pode-se observar também que, com l/g acima de valores entre 1 e 1,5, não há ganho de eficiência que justifique o aumento dessa razão. A figura 4.14 mostra o efeito da razão l/g para “ciclone 2” e “ciclone 4”.

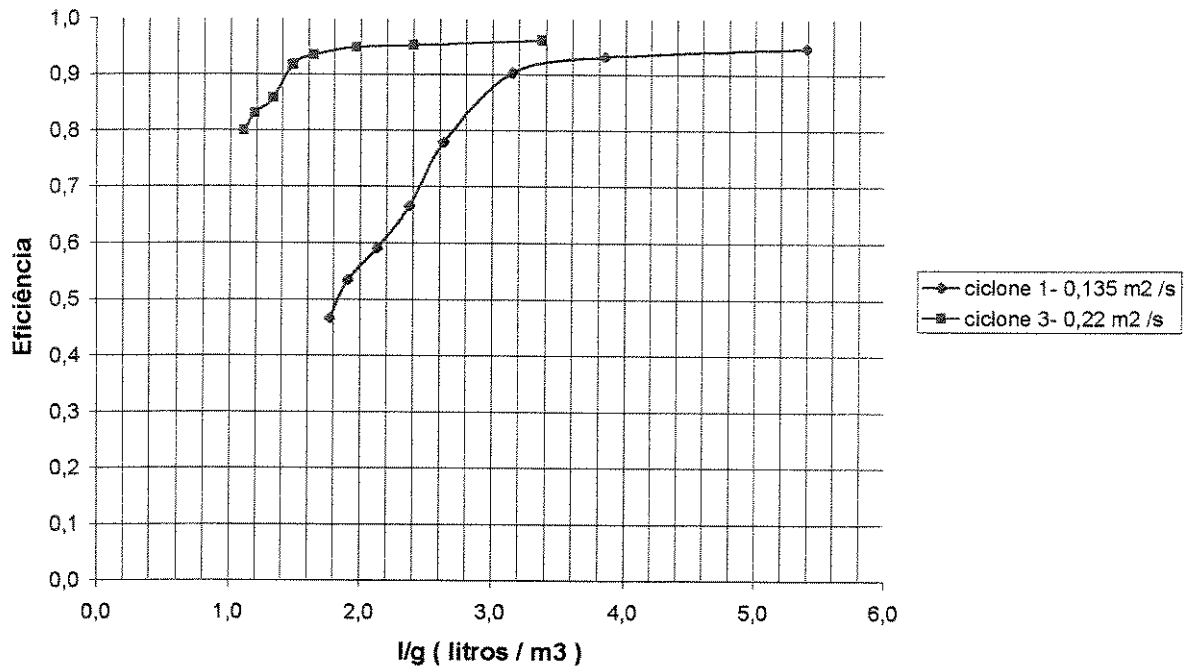


**Figura 4.14 - Efeito da razão l/g nas eficiências de absorção de ciclone 2 e ciclone 4.**

### Efeitos da Área de Transferência Produzida

As áreas de transferência produzidas em “ciclone 3” resultaram em valores entre 67% a 78% maiores que em “ciclone 1”, mesmo sendo a vazão de líquido neste último 60% maior que no primeiro. Em “ciclone 1” a vazão de líquido foi de 160 l/h contra 100 l/h de “ciclone 3”. Como as faixas de vazões de gases foram as mesmas, l/g foi sempre maior em “ciclone 1”. Este fato pode explicar porque as eficiências de absorção de “ciclone 3” foram maiores (figura 4.15).

**Ciclone 1 (160 l / h) X Ciclone 3 (100 l / h)  
Efeito de Área de Transferência Produzida**



**Figura 4.15** - Comparação entre eficiências de absorção de ciclone 1 e ciclone 3 em função da razão l/g.

Efeitos da Fração Volumétrica de Líquido

Em “ciclone 2” e “ciclone 4” verificou-se uma diminuição da eficiência de absorção com o aumento da área de troca em ambas as séries, quando deveria ocorrer o inverso. As figuras 4.16 e 4.17 fazem uma comparação entre a variação da área de troca produzida a razão l/g, para ambas as séries de medidas. Este é um indício de que o efeito da fração volumétrica do líquido absorvedor é predominante.

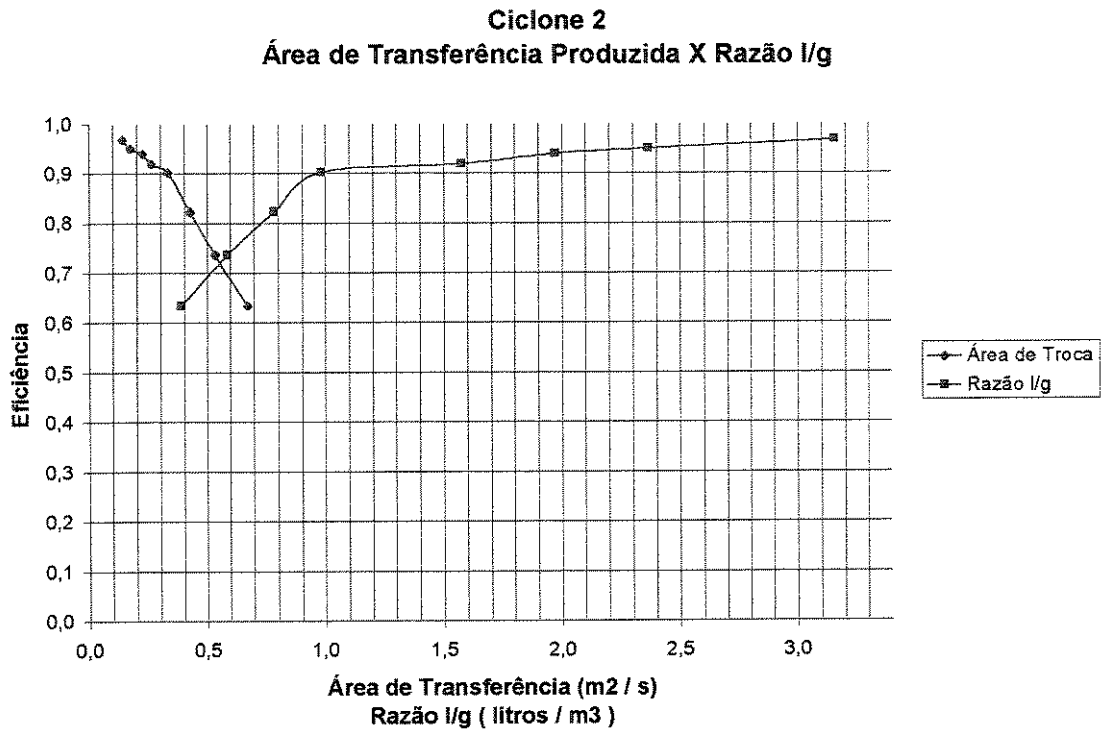


Figura 4.16 - Comparação entre curvas de eficiência de absorção em função da área de transferência e da razão l/g para ciclone 2.

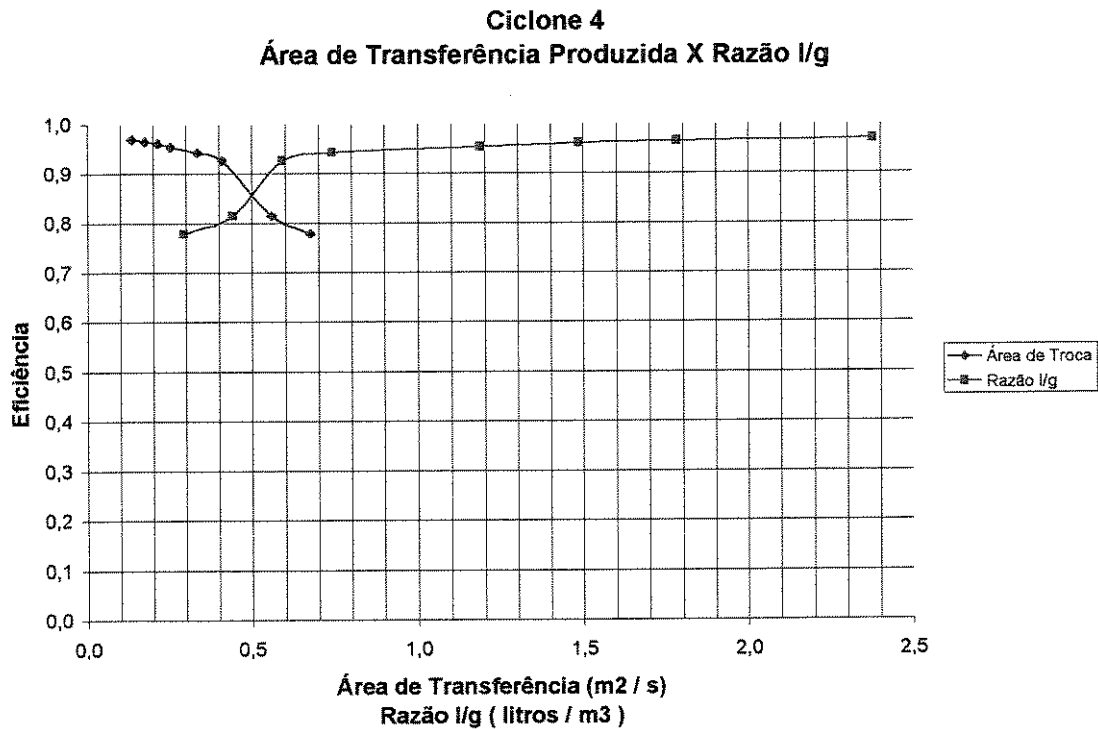


Figura 4.17 - Comparação entre curvas de eficiência de absorção em função da área de transferência e da razão l/g para ciclone 4.

## Efeito do pH

Ao serem comparadas às eficiências globais com as eficiências de pH menor que 9, verifica-se que seus valores são muito próximos em todos os casos. As concentrações de NaOH no líquido absorvedor sempre estiveram muito abaixo do valor mínimo necessário para que o pH na saída dos lavadores fosse 9. O líquido absorvedor deixou os lavadores com pH menor que 9 em todos os pontos medidos de todas as cinco séries. Porém não há informações suficientes para afirmar que a adição de uma solução básica ao tanque de recirculação tenha tido apenas a função impedir que seu pH atingisse um pH ácido, devido à absorção do SO<sub>2</sub>. É possível que o pH básico da solução absorvedora, ainda que insuficientemente alto para que a mesma deixasse os lavadores com pH maior que 9, tenha contribuído para acelerar a absorção.

## Capítulo 5

### Conclusões e Sugestões Para Próximos Trabalhos

O ciclone úmido mostrou-se viável na absorção de  $\text{SO}_2$  e apresentou desempenho superior ao da torre de nebulização nesta série de experimentos. Contudo um maior número de séries de medidas será necessário para confirmar ou desmentir tal fato aparente.

Foram detectados efeitos de razão l/g (figura 4.14), área de transferência produzida (figura 4.15) e fração volumétrica de líquido no interior do ciclone absorvedor (figuras 4.16 e 4.17). Os efeitos do tempo de residência apareceram vinculados a efeitos da razão l/g (figura 4.13), não podendo ser observados isoladamente.

A necessidade da utilização de atomizadores pneumáticos foi posta em cheque, podendo inclusive ser mais adequada a utilização de bocais de pressão com orifícios de pequeno diâmetro para a produção de gotas com diâmetro médio da ordem de  $50 \mu\text{m}$ . Talvez a turbulência provocada pelo escoamento do ar comprimido seja a maior vantagem dos atomizadores pneumáticos neste tipo de aplicação. O principal fator contrário à utilização desse tipo de pulverizadores neste experimento foi o alto consumo relativo de ar comprimido.

Como o líquido deixou os lavadores com pH menor que 9 em todos os pontos medidos, é possível que a eficiência do ciclone absorvedor seja alta com razões l/g bem menores que aquelas dos pontos de alta eficiência desta série de experimentos, caso o pH seja mantido acima do pH mínimo necessário para que o líquido deixe o lavador com pH maior ou igual a 9.

As sugestões para trabalhos futuros seguem abaixo

- Realização de séries de medidas que variem o tempo de residência, mantendo constantes a área de troca e a razão l/g no ciclone absorvedor.



- Avaliação do desempenho do ciclone absorvedor com pH acima do mínimo requerido, para que o líquido deixe o ciclone absorvedor com pH maior ou igual a 9, assim como em diversos níveis de pH abaixo desse valor, para elaboração de perfis que quantifiquem o efeito deste parâmetro.
- Avaliação do desempenho do ciclone absorvedor com água, sem adição de NaOH, e sem recirculação da solução absorvedora, para verificar o efeito do pH da solução utilizada nesta série de experimentos.
- Realização de séries de medidas no ciclone absorvedor com a utilização de bocais pulverizadores de pressão, podendo ser variada também a posição dos mesmos.
- Realização de medidas que produzam perfis do efeito de diferentes níveis de concentração de SO<sub>2</sub> nos gases contaminados que entram no ciclone absorvedor.
- Realização de estudos que explicitem com maior clareza os efeitos da área de transferência, da razão l/g ou fração volumétrica de líquido e da turbulência no interior do ciclone absorvedor.
- Utilização de estatística no planejamento experimental e na análise dos dados para avaliação de efeitos.
- Cálculo dos erros das medidas para saber quantas cifras significativas têm-se nos resultados.
- Proposição de “figuras de mérito” que permitam comparações numéricas entre os equipamentos tais como: consumo específico por grama de SO<sub>2</sub> removido de energia elétrica, solução de NaOH, custo de instalação ou por kg de gases tratados.
- Realização de testes com materiais particulados distribuídos no meio gasoso.
- Realização de experimentos com outros gases contaminantes.

## Referências Bibliográficas

- ATKINS, R. S. Commercialization of Lime-Limestone Flue Gas Scrubbing Technology. In Pfeiffer, J. B. **Sulfur Removal and Recovery from Industrial Processes**. Washington D.C.: American Chemical Society, 1975, Cap.10.
- CLIFT, R.; GHDIRI, M.; HOFFMAN, A. C. A Critique of Two Models for Cyclone Performance. **AIChE Journal**, v.37, n.2, p.285-289, fevereiro. 1991.
- COKER, A. K. Understand Cyclone Design. **Chem. Eng. Progress**, v.89, n.12, p. 51-55, dezembro. 1993.
- CROCKER, B. B; SCHNELLE JR., K. B. Control of gases by absorption, adsorption, and condensation. In: CALVERT, S., ENGLUND, H.M. **Handbook of Air Pollution Technology**. New York: John Wiley & Sons, 1984,. Cap. 7, p.135-161.
- DE NEVERS, N. **Air Pollution Control Engineering**. New York: McGraw - Hill, 1995. Cap.11: Control of sulfur oxides, p. 328 – 365.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. **Princípios das operações unitárias**. (Principles of unit operations). Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982. Cap.16: Transferência de Massa, p.337-357.
- HEUMANN, W. L. Cyclone Separators: A Family Affair. **Chemical Engineering**, v.98, n. 6, p.118-123, junho. 1991.
- KOCH, W. H.; LICHT, W. New Design Approach Boosts Cyclone Efficiency. **Chemical Engineering**, v.84, n.24, p.80-88, novembro. 1977.
- KRAMER, J.; BÜTNER, H. The cyclone scrubber – A high efficiency wet separator. **Chem.Eng.Technol.**, v.17, n.2, p. 73-80, abril. 1994.

- LEITH, D.; LICHT, W. The Collection Efficiency of Cyclone Type Particle Collectors: a New Theoretical Approach. **AIChE Symp. Se.**, v.68, n.126, p. 196, 1972.
- MANAHAN, S. E. **Fundamentals of Environmental Chemistry**. Chelsea: Lewis Publishers, 1993. Cap.7: Solutions, p.259.
- MARSHALL JR., W. R. **Atomization and Spray Drying**. New York: American Institute of Chemical Engineers, 1954. Cap.9: Drop Size Distributions from Pneumatic Atomizers, p.74-80.
- MICHALSKI, J. A. Aerodynamic Characteristics of FGD Spray towers. **Chem.Eng.Technol.** v.20, n.2, p.108-117, fevereiro. 1997.
- MOTHES, H.; LÖFFLER, F. Zur berechnung der partikelabscheidung in zyklonen. A Model for Particle Separation in Cyclones. **Chem.Eng.Process**, v. 18, n.6, p. 323-332, novembro/dezembro. 1984.
- MYCOCK, J. C.; McKENNA, J. D.; THEODORE, L. **Handbook of air pollution control engineering and technology**, Boca Raton: CRC, 1995. Cap.9: Absorption, p149-171.
- PINILLA, E. A.; DÍAZ, J. M.; COCA, J. Mass transfer and axial dispersion in a spray tower for gas-liquid contacting. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.62, n.5, p. 617-622, outubro. 1984.
- RANZ, W. E.; MARSHALL JR., W. R. Evaporation from drops (part I). **Chemical Engineering Progress**, v.48, n.3, p.141-146, março. 1952.
- SCHMIDT, B.; STICHLMAIR; J. Two-Phase Flow and Mass Transfer in Scrubbers. **Chen.Eng.Technol.**, v.14, n.3, p.162-165, junho. 1991.

SCHRAUWEN, F. J. M.; THOENES, D. Selective gas absorption in a cyclone spray scrubber. **Chemical Engineering Science**, v.43, n.8, p.2189-2194, agosto. 1988.

STROCK, T. W.; GOHARA, W. F. Experimental Approach and Techniques for the Evaluation of Wet Flue Gas Desulfurization Scrubber Fluid Mechanics. **Chemical Engineering Science**, v.49, n.24A, p.4667-4679, 1994.

TREYBAL, R. E. **Mass transfer operations**. 3<sup>a</sup>ed. Tokyo: MacGraw-Hill, 1955. Cap.8: Absorption, p.275-335.

TANIGUCHI, I.; TAKAMURA, Y.; ASANO, K. Experimental gas absorption with a spray column. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v.30, n.3, p.427-433, junho. 1997.

RINALDI, N. U. Wet scrubbers: choose the best chemical reagent. **Environmental Engineering World**, v.1, n.2, p.18-24, março/abril. 1995.

SALEEM, A. Spray Tower: The workhorse of flue-gas desulfurization. **Power**. v.124, n.10, p.73-77, outubro. 1980.

WELTY, J. R.; WICKS, C. E.; WILSON, R. E. **Fundamentals of momentum, heat, and mass transfer**. 3<sup>a</sup>ed. Singapura: John Wiley & Sons, 1984. Cap.30: Convective mass transfer correlations, p.649-663.

## ANEXO I – Medições Complementares

Entre as medições que aparecem nas tabelas 18 a 22, apenas a temperatura dos gases na entrada da seção de preparação dos gases é importante, pois é um dos parâmetros utilizados nos cálculos de vazão da placa de orifício. Pressão dos gases na entrada e na saída dos lavadores, pressão do ar comprimido nos atomizadores pneumáticos, pressão do líquido absorvedor nos bocais, temperatura do gases na entrada da seção de preparação dos gases e temperatura do tanque de recirculação também são apresentadas.

onde :

- $P_{ARC}$  = pressão de ar no atomizador pneumático (bars)  
 $P_{ent}$  = pressão dos gases na entrada (mmCA)  
 $P_{liq}$  = pressão do líquido absorvedor (bars)  
 $P_{sd}$  = pressão dos gases na saída dos lavadores (mmCA)  
 $T_{GS}$  = temperatura dos gases na entrada (°C)  
 $T_{TQ}$  = temperatura do liq.no tanque de recirculação (°C)

### TORRE DE NEBULIZAÇÃO

$T_{GS}$	$T_{TQ}$	$P_{liq}$	$P_{ent}$	$P_{sd}$
52	37	3,1	52	80
52	36	3,1	52	75
49	30	3,1	49	80
51	33	3,1	51	70
52	36	3,1	52	55
52	36	3,1	52	45
52	36	3,1	52	30

Tabela 4.18 - Medidas secundárias da torre de nebulização

### CICLONE 1

$T_{GS}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{TQ}$ ( $^{\circ}C$ )	$P_{liq}$ (bars)	$P_{ARC}$ (bars)	$P_{ent}$ (mmCA)	$P_{sd}$ (mmCA)
53	35	5	3,2	53	75
53	35	5	3,2	53	65
53	34	5	3,2	53	55
52	33	5	3,2	52	45
52	33	5	3,2	52	40
51	33	5	3,2	51	30
50	32	5	3,2	50	25
50	31	5	3,2	50	20

Tabela 4.19 - Medições secundárias de ciclone 1

### CICLONE 2

$T_{GS}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{TQ}$ ( $^{\circ}C$ )	$P_{liq}$ (bars)	$P_{ARC}$ (bars)	$P_{ent}$ (mmCA)	$P_{sd}$ (mmCA)
55	36	5	3,2	30	55
55	37	5	3,2	30	55
55	37	5	3,2	30	55
55	37	5	3,2	30	55
55	37	5	3,2	30	55
55	37	5	3,2	30	55
55	37	5	3,2	30	55
55	36	5	3,2	30	55

Tabela 4.20 - Medições secundárias de ciclone 2

### CICLONE 3

$T_{GS}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{TQ}$ ( $^{\circ}C$ )	$P_{liq}$ (bars)	$P_{ARC}$ (bars)	$P_{ent}$ (mmCA)	$P_{sd}$ (mmCA)
57	37	5	3,2	75	75
57	36	5	3,2	60	70
56	35	5	3,2	50	65
56	34	5	3,2	40	60
55	32	5,1	3,2	30	55
55	32	5,1	3,2	15	50
55	32	5,1	3,2	10	45
54	28	5,1	3,2	25	35

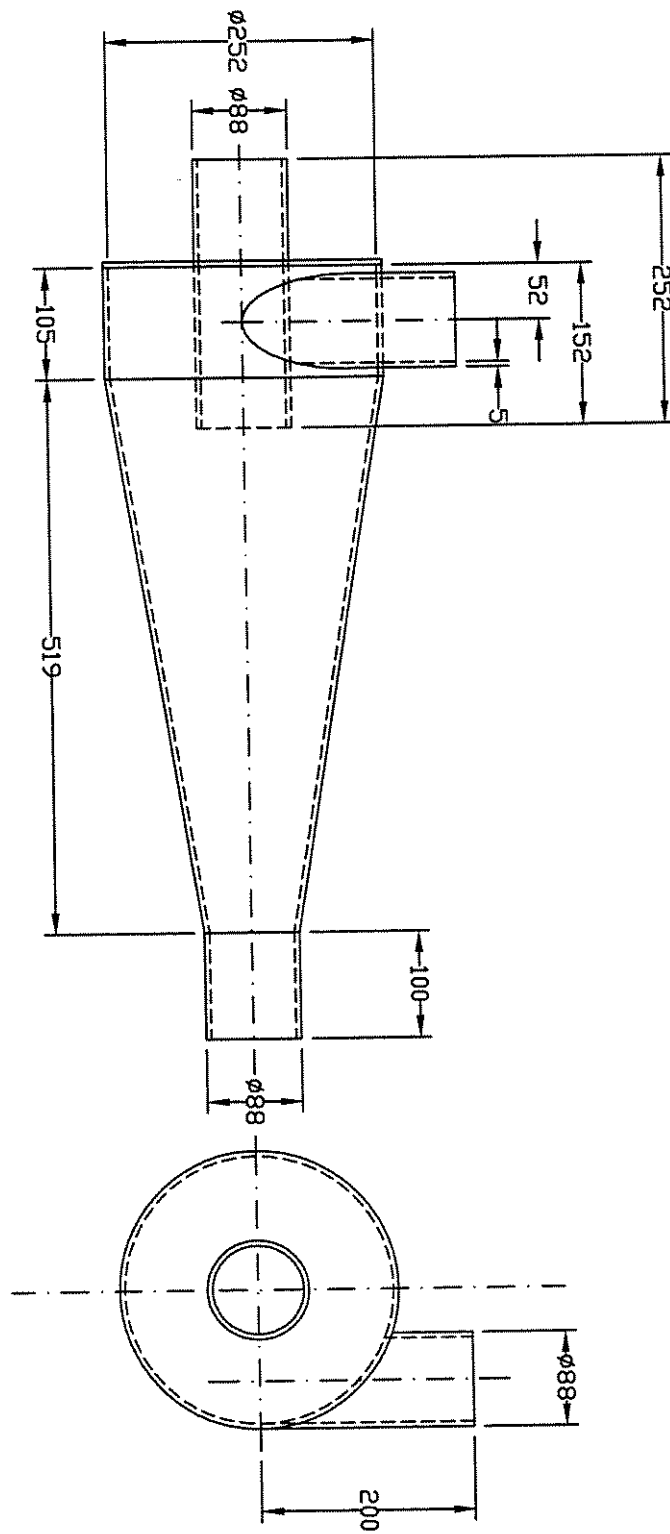
Tabela 4.21 - Medições secundárias de ciclone 3

### CICLONE 4

$T_{GS}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{TQ}$ ( $^{\circ}C$ )	$P_{liq}$ (bars)	$P_{ARC}$ (bars)	$P_{ent}$ (mmCA)	$P_{sd}$ (mmCA)
57	39	5	3,2	30	55
58	39	5	3,2	30	55
58	39	5	3,2	30	55
58	40	5	3,2	30	55
58	40	5	3,2	30	55
58	40	5	3,2	30	55
58	40	5	3,2	30	55
58	40	5	3,2	30	55
58	40	5	3,2	30	55

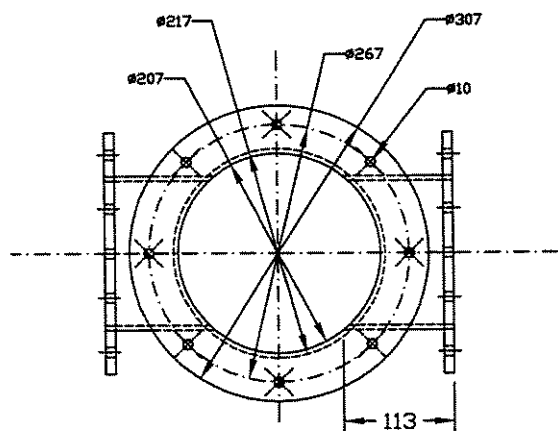
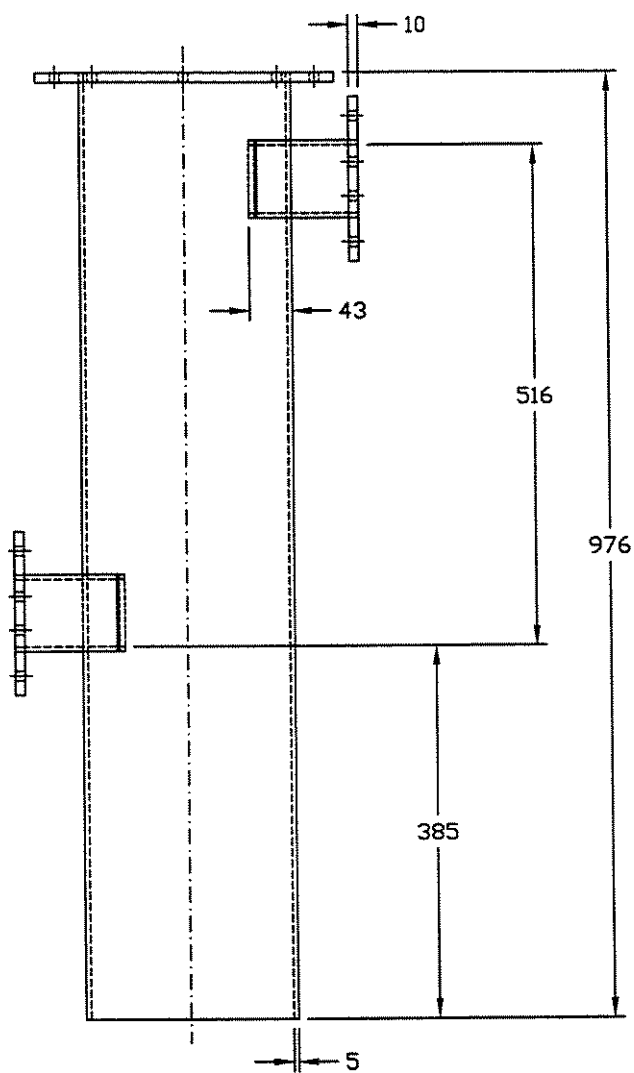
Tabela 4.22 - Medições secundárias de ciclone 4

**Anexo II - Dimensões do ciclone lavador (mm)**



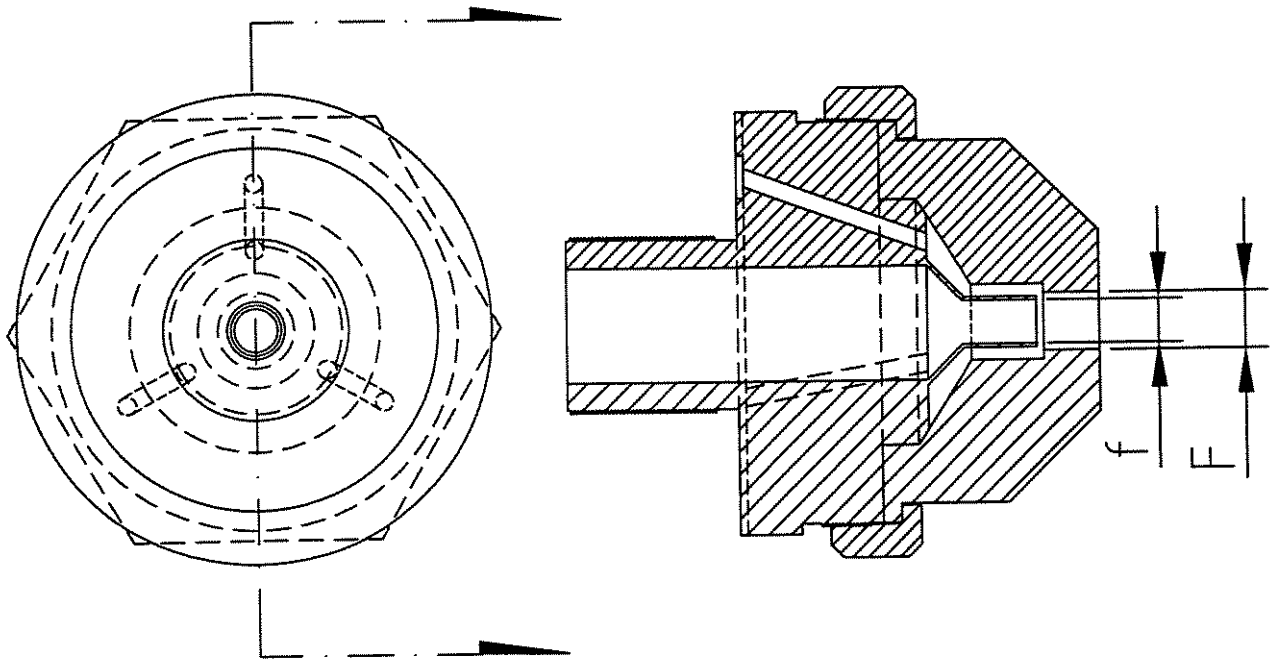


### ANEXO III - Dimensões da torre de nebulização (mm)



**ANEXO IV - Dimensões dos atomizadores pneumáticos**

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE



Série de medidas	F	f
Ciclone 1	3,2	2,4
Ciclone 2	2,8	1,4
Ciclone 3	3,2	2,4
Ciclone 4	3,2	2,4