UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Estudo Teórico e Experimental de uma Torre de Nebulização para Absorção de SO₂

Autor: Milene Costa Codolo Orientador: Waldir Antônio Bizzo

21/2007

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E FLUIDOS

Estudo Teórico e Experimental de uma Torre de Nebulização para Absorção de SO₂

Autor: Milene Costa Codolo Orientador: Waldir Antônio Bizzo

Curso: Engenharia Mecânica Área de Concentração: Térmica e Fluidos

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

> Campinas, 2006 S.P. - Brasil

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

	Codolo, Milene Costa	
C648e	Estudo teórico e experimental de uma torre de nebuli- zação para absorção de SO ₂ / Milene Costa Codolo	
	Campinas, SP: [s.n.], 2006.	
	Orientador: Waldir Antônio Bizzo	
	Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de	
	Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.	
	1. Gases de combustão – Dessulfurização. 2. Lavador	
	(Tecnologia química). 3. Óxidos de enxofre. 4. Massa –	
	Transferência. I. Bizzo, Waldir Antônio. II. Universi-	
	dade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia	
	Mecânica. III. Título.	
Título em	Inglas: Theoretical and experimental study of spray tower	for absorp
Thui chi	tion of SO 2	ioi absorp-
Palavras-c	chave em Inglês: Spray tower, Sulfur dioxide, Mass transfer	•
Área de co	oncentração: Térmica e Fluídos	

Titulação: Mestre em Engenharia Mecânica

Banca examinadora: Caio Glauco Sánchez e Marco Aurélio Cremasco Data da defesa: 22/02/2006

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Mecânica

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E FLUIDOS

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADÊMICO

Estudo Teórico e Experimental de uma Torre de Nebulização para Absorção de SO₂

Autor: Milene Costa Codolo Orientador: Waldir Antônio Bizzo

Prof. Dr. Waldir Antônio Bizzo, Presidente FEM - UNICAMP

Prof. Dr. Caio Glauco Sánchez FEM - UNICAMP

and

Prof. Dr. Marco Aurélio Cremasco FEQ - UNICAMP

BE COSOOC

Campinas, 22 de Fevereiro de 2006

Dedicatória

A minha família pelo apoio e incentivo.

Ao Ricardo pelo apoio, colaboração e incentivo para a realização deste trabalho.

Agradecimentos

Ao meu orientador Prof. Dr. Waldir Bizzo pela oportunidade, orientação e companheirismo.

Aos funcionários do Departamento de Engenharia Térmica e Fluidos.

Aos amigos e companheiros da Unicamp que colaboraram de maneira direta e indireta para a realização deste trabalho.

A Capes pelo apoio financeiro concedido para a realização deste trabalho.

Resumo

CODOLO, Milene Costa, *Estudo Teórico e Experimental de uma Torre de Nebulização para Absorção de SO*₂, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2006. 104p Dissertação (Mestrado)

Este trabalho estuda a absorção de SO₂ em uma torre de nebulização contra-corrente. Um estudo experimental foi realizado, a fim de determinar a influencia das variáveis do processo de absorção. As variáveis estudadas foram: velocidade do gás, vazão de líquido, concentração de SO₂ no gás na entrada e a relação líquido/gás. Também foi analisada a formação do filme de líquido ao longo da torre, proveniente da colisão das gotas com a parede do equipamento. A análise do filme de líquido foi importante para determinar a vazão das gotas ao longo da torre. Além do estudo experimental foi desenvolvido neste trabalho um modelo para simular a transferência de massa em uma torre de nebulização para remoção de SO₂. Foi analisada a transferência de massa tanto nas gotas quanto no filme de líquido. O modelo foi desenvolvido para prever a concentração de SO₂ no gás na entrada da torre, pois a concentração de SO₂ na saída foi imposta. O modelo mostra a principal área de absorção na torre, a influência do diâmetro da torre, a influência da velocidade da gota na absorção de SO₂ e dados do modelo foram comparados com dados experimentais.

Palavras Chave

- Torre de nebulização, dióxido de enxofre, transferência de massa

Abstract

CODOLO, Milene Costa, Theoretical and Experimental Study of Spray Tower for Absorption of SO₂, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2006. 104p Dissertação (Mestrado)

This work studies the absorption of sulfur dioxide in a counter-current spray tower. An experimental study was carried out to analyzer the process parameters of the absorption of sulfur dioxide. The parameters studied were: gas velocity, liquid flow, sulfur dioxide concentrations in the gas feed and liquid/gas rate. It was also analyzed the formation of liquid film, from the collision of drops on the wall tower. The analyzed liquid film was used to determined de liquid flow as drops along the spray tower. Besides an experimental study it was developed in this work a model to simulate the mass transfer in a spray tower to removal sulfur dioxide. Both mass transfer in the drops and mass transfer in the liquid film were analyzed. The model has been developed to predict the SO₂ concentrations in the gas feed, therefore the SO₂ concentrations in the gas exit was determined. The model shows the main area of absorption, the influence drop diameter, the influence of drop velocity in the absorption of SO₂ and data from model were compared with experimental data.

Key Words

- Spray tower, sulfur dioxide, mass transfer

Índice

Lista de Figurasix
Lista de Tabelasxi
Nomenclaturaxii
Introdução1
Revisão Bibliográfica
Estudo Experimental
Elaboração do Modelo Matemático para Torre de Nebulização48
Análise dos Resultados
Análise do Modelo Matemático73
Conclusão e Sugestões para próximos Trabalhos
Referências Bibliográficas
Apêndice A
Apêndice B 101

Lista de Figuras

Figura 2.1: Torre recheada (Mycock et al., 1995)	11
Figura 2.2: Torre de Nebulização (Mycock et al., 1995)	12
Figura 2.3: Movimento do soluto através de duas fases (m=1) (Cremasco, 2002)	18
Figura 2.4: Curva de equilíbrio SO2 em água à 30°C	19
Figura 2.5: Relação entre Coeficiente de arrasto e número de Reynolds (Incropera e Dewitt,	
1992)	25
Figura 2.6: Distribuição do diâmetro médio para várias vazões de líquido (Taniguchi et al. 199	9 7)
	30
Figura 3.1: Esquema da Torre de nebulização com as dimensões em mm	38
Figura 3.2: Fluxograma da bancada experimental	39
Figura 3.3: Distribuição dos bicos pulverizadores no topo da torre de nebulização	41
Figura 3.4: Bancada experimental da Torre de nebulização	44
Figura 3.5: Dispositivo de separação das vazões (filme e gotas)	45
Figura 4.1: Apresentação da torre de nebulização contra-corrente e a secção dZ.	49
Figura 4.2: Fluxograma do modelo matemático da Torre de nebulização	50
Figura 5.1: Eficiência em função do tempo de residência para vazão de 300 l/h.	61
Figura 5.2: Eficiência em função do tempo de residência para vazão de 600 l/h.	61
Figura 5.3: Eficiência em função do tempo de residência para vazão de 900 l/h.	62
Figura 5.4: Eficiência em função do tempo de residência para 700 ppm de SO_2	63
Figura 5.5: Eficiência em função do tempo de residência para 1000 ppm de SO ₂ .	63
Figura 5.6: Eficiência em função do tempo de residência para 1400 ppm de SO ₂ .	64
Figura 5.7: Eficiência em função da relação L/G, para vazão de água de 300 l/h.	65
Figura 5.8: Eficiência em função da relação L/G, para vazão de água de 600 l/h.	65

Figura 5.9: Eficiência em função da relação L/G, para vazão de água de 900 l/h.	66
Figura 5.10: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,66 s.	66
Figura 5.11: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,54 s.	67
Figura 5.12: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,47 s.	67
Figura 5.13: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,41 s.	68
Figura 5.14: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,36 s.	68
Figura 5.15: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,33 s.	69
Figura 5.16: Eficiência em função da relação L/G, para todas as condições de operação.	70
Figura 5.17: Vazão das gotas em função da altura do equipamento.	71
Figura 5.18: Vazão das gotas em função da altura do equipamento.	72
Figura 6.1: Simulação da fração molar de SO ₂ , para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1 m ³ /h,	
concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,27 mm.	74
Figura 6.2: Simulação da fração molar de SO ₂ , para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1 m ³ /h,	
concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,4 mm.	75
Figura 6.3: Simulação da fração molar de SO ₂ , para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1 m ³ /h,	
concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,5 mm.	76
Figura 6.4: Simulação da fração molar de SO ₂ , para vazão de água 911 l/h, vazão ar 82,1 m ³ /h,	
concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,5 mm.	78
Figura 6.5: Simulação da vazão de água 645 l/h, concentração de saída 37 ppm, diâmetro de go	ota
0,5 mm e vazão de ar de 114,9 m ³ /h.	80
Figura 6.6: Simulação da vazão de água 645 l/h, concentração de saída 37 ppm, diâmetro de go	ota
0,5 mm e vazão de ar de 147,8 m ³ /h.	81
Figura 6.7: Simulação da Vazão de água 645 l/h, concentração de saída 37 ppm, diâmetro de g	ota
0,5 mm e vazão de ar de 164,2 m ³ /h.	81
Figura A1: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 82,1 m ³ /h de gás	91
Figura A2: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 82,1 m ³ /h de gás	92
Figura A3: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 82,1 m ³ /h de gás	92
Figura A4: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 98,5 m ³ /h de gás	93
Figura A5: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 98,5 m ³ /h de gás	93
Figura A6: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 98,5 m ³ /h de gás	94
Figura A7: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 114,9 m ³ /h de gás	94
Figura A8: Análise de SO ₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 114,9 m ³ /h de gás	95

Figura A10: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 131,3 m³/h de gás 96 Figura A11: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 131,3 m³/h de gás 96 Figura A12: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 131,3 m³/h de gás 97 Figura A13: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 147,8 m³/h de gás 97 Figura A14: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 147,8 m³/h de gás 98 Figura A15: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 147,8 m³/h de gás 98 Figura A16: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 164,2 m³/h de gás 99 Figura A17: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 164,2 m³/h de gás 99 Figura A18: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 164,2 m³/h de gás 100 Figura B1: Vazão de gotas ao longo do equipamento para vazão total 1500 l/h 102 Figura B2: Vazão de gotas ao longo do equipamento para vazão total 1700 l/h 103 Figura B3: Vazão de gotas ao longo do equipamento para vazão total 2000 l/h 104

Figura A9: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 114,9 m³/h de gás 95

Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Poluentes gasosos, fórmulas químicas e significância como poluente	4
Tabela 2.2: Técnicas de remoção de SO ₂	7
Tabela 2.3: Processos de remoção de SO ₂	8
Tabela 2.4: Constante "c" da equação 2.8	17
Tabela 2.5: Parâmetros de processo de dessulfurização	35
Tabela 3.1: Instrumentos de medição da bancada de absorção de SO ₂	42
Tabela 3.2: Vazão da solução de absorção, para cada condição de operação	47
Tabela 5.1: Propriedades das substâncias	51
Fonte: Kreith (1977)	51
Tabela 5.1: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 82,1 m ³ /h.	58
Tabela 85.2: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 98,5 m ³ /h.	59
Tabela 5.3: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 114,9 m ³ /h	59
Tabela 5.4: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 131,3 m ³ /h	59
Tabela 5.5: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 147,8 m ³ /h	59
Tabela 5.6: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 164,2 m ³ /h	60
Tabela 5.7: Tempo de residência para as vazões de gás utilizadas	60
Tabela 5.8: Relação L/G (l/m ³) para as condições de operação.	64
Tabela 6.1: Dados de saída para diâmetros de gota 0,27mm, 0,4mm e 0,5mm.	77
Tabela 6.2: Dados de saída, vazão ar 82,1 m ³ /h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de	gota
0,5 mm.	79
Tabela 6.3: Dados do filme de líquido e das gotas, para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1	
m ³ /h, diâmetro de gota 0,5 mm.	82

Nomenclatura

Letras latinas

A - área	[m ²]
A _{filme} - área interfacial do filme	[m ²]
Agota - área interfacial das gotas	[m ²]
A _p - área projetada da partícula	$[m^2]$
C - concentração molar	$[mol/m^3]$
C _D - coeficiente de arraste	
C _i - concentração molar na interface	$[mol/m^3]$
$C_{SO2 \ {agua}}$ - concentração de SO ₂ no ar	$[mol/m^3]$
C_{SO2i} - concentração de SO ₂ na interface (gás)	$[mol/m^3]$
d - diâmetro	[m]
D – difusividdade	$[m^2/s]$
d _{gota} - diâmetro de gota	[m]
d _O - diâmetro do orifício do pulverizador	[m]
dp - diâmetro da partícula	[m]
F _D - força de arraste	[N]
g - aceleração da gravidade	$[m/s^2]$
H - constante de Henry	$[N/m^2]$
J - fluxo molar	[mol/s]
j - fluxo molar por unidade de área	$[mol/m^2.s]$
K - constante de equilíbrio	[mol]
km - coeficiente de transferência de massa	[m/s]
km _{filme} - coeficiente de transferência de massa do filme	[m/s]

km _{gota} - coeficiente de transferência de massa da gota	[m/s]
Kx - coeficiente global de transferência de massa fase líquida	$[mol/m^2.s]$
k_x - coeficiente individual de transferência de massa da fase líquida	$[mol/m^2.s]$
Ky - coeficiente global de transferência de massa fase gasosa	$[mol/m^2.s]$
ky - coeficiente individual de transferência de massa da fase gasosa	$[mol/m^2.s]$
m - constante de Henry modificada	
• m _L - descarga de líquido	[kg/s]
m _{gota} - massa de uma gota	[kg]
N - fluxo molar na interface	$[mol/m^2.s]$
n - número de seções	
n _{gota} - número de gotas	
P - pressão total do sistema	[N/m ²]
ΔP_L - diferença de pressão do bico pulverizador	[Pa]
t - tempo	[s]
TM _{filme} - transferência de massa no filme	[mol/s]
TM _{gota total} - transferência de massa total das gotas	[mol/s]
TM _{gota} - transferência de massa nas gotas	[mol/s]
Tr - tempo de residência	[S]
Tr _{gás} - tempo de residência do gás	[s]
u - velocidade	[m/s]
u - velocidade média do filme	[m/s]
u _A - componente axial da velocidade média	[ft/s]
u _f - velocidade do filme	[m/s]
u _{gás} - velocidade do gás	[m/s]
un - componente tangencial da velocidade inicial no bico pulverizador	[ft/s]
u _{tgota} - velocidade terminal da gota	[m/s]
u _{tp} - velocidade terminal da partícula	[m/s]
x_L - fração molar da espécie na fase líquida	
x_i - fração molar da espécie na interface (líquido)	
y _G - fração molar da espécie na fase gasosa	

 y_i - fração molar da espécie na interface (gás)

Z - distância	[m]
Z _{torre} - área útil da torre	[m ²]

Letra gregas

ν - viscosidade cinemática	$[m^2/s]$
δ - espessura do filme	[m]
δ_x - espessura do filme de gás	[m]
δ_y - espessura do filme de líquido	[m]
μ - viscosidade dinâmica	[kg/m.s]
μ_L - viscosidade dinâmica do líquido	[kg/m.s]
ρ - massa específica	[kg/m ³]
ρ_{Ar} – massa específica	[kg/m ³]
ρ_L - massa específica	[kg/m ³]
ρ_p - massa específica da partícula	[kg/m ³]
σ_L - tensão superficial do líquido	[N/m]
τ - tensão de cisalhamento	[N/m ²]
Γ - descarga do filme por perímetro	[kg/s.m]

Abreviações

DMS - diâmetro médio Sauter L/G - relação líquido/gás Re - número de Reynolds Sc - número de Schmidt Sh - número de Sherwood We - número de Weber

[m]

Capítulo 1

Introdução

Devido ao aumento exponencial da população na Terra, as atividades tecnológicas tem um impacto crescente no ambiente, sem se importar muitas vezes com o impacto que causará ao meio, ou quanto este impacto poderia ser minimizado. Enquanto a poluição atmosférica atinge materiais, vegetação e animais, nos quais os efeitos podem ser medidos, também afetam a saúde humana. Neste caso, o efeito pode somente ser estimado a partir de evidências epidemiológicas. Isto ocorre, na maioria dos casos, através da exposição a concentrações muito mais altas de poluentes, do que a população em geral pode ser exposta.

Poluição atmosférica é a presença de materiais indesejáveis no ar, em quantidades altas o suficiente para produzir efeitos negativos. Os materiais indesejáveis podem prejudicar a vida humana, vegetação, imóveis e monumentos ou o ambiente global, além de prejudicar a visibilidade do ar e/ou tornar seu odor desagradável (De Nevers, 1995).

O controle da poluição atmosférica não é fácil, pois é impossível eliminar completamente a emissão de um determinado poluente. Por outro lado, é razoável contar com o controle de emissões no nível mais baixo possível, compatível com a tecnologia disponível e dentro de custos razoáveis. Na prática, limites ou padrões de controle de emissões são frequentemente estabelecidos, ao invés de padrões de qualidade do ar (Henry e Heinke, 1996).

As emissões atmosféricas industriais deveriam ser controladas para a proteção da qualidade do ar. Este controle deve ser estudado para cada caso, pois é um problema que varia de lugar para lugar. O conceito "verde" do setor industrial vem ganhando popularidade nos últimos anos, e algumas indústrias estão colocando em prática controles mais efetivos de emissões (Panich, 1996). A maior proporção de poluentes atmosféricos gerados em diferentes áreas tem origem em processos de combustão. Quando combustíveis fósseis são queimados para gerar calor ou energia, uma ampla variedade de substâncias poluentes podem ser criadas. Os tipos e as quantidades de poluentes atmosféricos emitidos dependem do tipo de processo de combustão.

Uma das maiores consequências da poluição atmosférica é a acidificação da chuva e dos ecossistemas aquáticos. A acidificação é resultado do acúmulo de íons de hidrogênio (H⁺) em água. Os principais precursores da chuva ácida são as emissões causadas por atividades humanas, emissões naturais de óxidos de enxofre e nitrogênio e, em menor grau, compostos de cloro. Através de reações catalíticas e fotoquímicas, estes formam H₂SO₄, HNO₃ e HCl, que compreendem 62%, 32% e 6% respectivamente de acidez na chuva (Heinsohn e Kabel, 1999).

Quando enxofre e nitrogênio são oxidados, formam óxidos de nitrogênio (NO) e de enxofre (SO_2) , e posteriormente NO₂ e SO₃. Estes poluentes em contato com a água formam ácido nítrico e sulfúrico, que podem ainda, reagir com amônia ou outro cátion disponível e formar partículas de nitrato ou sulfato. Estas partículas, geralmente estão na faixa de 0,1 a 1µ e persistem na atmosfera até serem removidas por coagulação e precipitação (De Nevers, 1995).

A poluição atmosférica provoca conseqüências diretas nas legislações ambientais para controle de emissões. Com isso, cada vez mais há a necessidade de serem desenvolvidos novos equipamentos e sistemas mais eficientes, versáteis e consequentemente de menor custo.

Este trabalho tem o objetivo de estudar experimentalmente e teoricamente uma torre de nebulização para a absorção de SO₂. O estudo experimental se concentra na análise da formação do filme de líquido ao longo do equipamento e análise das variáveis do processo de absorção, como: velocidade do gás, vazão de água e concentração de SO₂. Já o estudo teórico conta com a elaboração de um modelo matemático para torre de nebulização, considerando absorção de SO₂ tanto no filme de líquido quanto nas gotas.

Capítulo 2

Revisão Bibliográfica

Por definição, qualquer sólido, líquido ou gás que esteja presente no ar, em uma concentração que cause efeitos negativos é considerado um poluente atmosférico. Entretanto, há várias substâncias, que em virtude das taxas maciças de emissão e efeitos nocivos, são considerados os poluentes mais significantes (Cooper e Alley, 1994).

Concentrações indesejáveis de contaminantes no ar são normalmente resultado de alguma atividade humana, e são chamados de poluentes antropogênicos. Fenômenos naturais ocasionais, como erupções vulcânicas e grandes incêndios florestais podem ser também poluentes do ar, em quantidades não desejadas. Os poluentes atmosféricos podem estar na forma de gases ou material particulado (líquido ou partículas sólidas) (Peirce, 1998).

Os poluentes conhecidos como antropogênicos são normalmente provenientes de processos de combustão, são tóxicos em diferentes concentrações, causam danos à saúde e/ou ao meio e são controlados e/ou tratados de acordo com suas características. Desta forma é necessário conhecer as características de cada poluente para prevenir ou controlar a poluição atmosférica. A Tabela 2.1 mostra os poluentes gasosos, fórmulas químicas, características e sua significância como poluente.

Fórmula	Nome	Característica	Significância
SO ₂	Dióxido de Enxofre	Gás incolor, odor pungente intenso, forma H ₂ SO ₃ em água	Prejudicial para vegetação, materiais de construção e sistema respiratório
SO ₃	Trióxido de Enxofre	Solúvel em água, forma H ₂ SO ₄	Altamente corrosivo
H ₂ S	Sulfito de Hi- drogênio	Odor de ovo estraga- do em altas concen- trações, sem odor em baixas	Extremamente tóxico
N ₂ O	Óxido nitroso	Incolor, usado como aerossol	Relativamente inerte, não é produto de combustão
NO	Óxido Nítrico	Incolor, às vezes usa- do como anestésico	Produzido durante combustão e oxida- ção em altas temperaturas, oxida no ar para NO ₂
NO ₂	Dióxido de Ni- trogênio	Gás marrom ou laran- ja	Tóxico em altas concentrações
СО	Monóxido de Carbono	Incolor e sem Odor	Produto de combustão incompleta, tó- xico em altas concentrações
CO ₂	Dióxido de Carbono	Incolor e sem Odor	Produto de combustão completa de compostos orgânicos
O ₃	Ozônio	Muito reativo	Prejudicial para vegetação e materiais
C _x H _y	Hidrocarbonos	Vários compostos di- ferentes	Emitido de cárter de automóveis, exaustão e evaporação em tanques de combustão
HF	Ácido Fluorí- drico	Incolor, pungente e muito reativo	Produto de fundição de alumínio, tóxi- co

Tabela 2.1: Poluentes gasosos, fórmulas químicas e significância como poluente

Fonte (Pierce, 1998)

2.1 Controle de Poluição de Gases

As técnicas para remoção de poluentes são conhecidas como controle de poluição. Em contraste com partículas poluentes, onde a separação é baseada na grande diferença de massa específica entre partícula e ar, a captura de poluentes gasosos e vapores depende das propriedades físicas e químicas do poluente.

Nos processos de separação de gases é necessário assumir, que o fluxo de poluente gasoso se comporta como uma mistura de um gás ideal. Então a lei de gases ideais e a lei de Dalton de pressões parciais são admitidas. A remoção de poluentes gasosos ou vapores é feita através dos seguintes processos (Heinsohn e Kabel, 1999):

- Condensação
- Adsorção
- Absorção
- Processos de oxidação térmica
- Processos de redução térmica
- Dessulfurização de fluxo de ar
- Processos biológicos
- UV e oxidação

Para a seleção do tratamento correto é necessário conciliar as características do poluente com as características do equipamento. O comportamento químico também pode direcionar a seleção do processo de controle. Os equipamentos de controle são convenientemente divididos em equipamentos para controle de particulado e para controle de gases e vapores (Peirce, 1998).

2.2 Métodos de Controle de SO₂

Óxidos de enxofre, SO_2 e SO_3 são formados a partir da queima de combustíveis que contenham enxofre. Estas substâncias são fortes irritantes respiratórios, podem causar prejuízos à saúde em altas concentrações e causam perda de clorofila em plantas verdes.

Os combustíveis usado atualmente (óleo, gás natural, madeira, turfa ou outro material orgânico) contém alguma quantidade de enxofre. Combustíveis como madeira tem muito pouco (0,1% ou menos), enquanto que a maioria dos carvões possuem 0,5% a 3%. Óleos possuem normalmente mais enxofre que madeira e menos que carvão. Na queima do combustível, o enxofre em geral forma dióxido de enxofre de acordo com a reação (De Nevers, 1995):

$$S + O_2 \rightarrow SO_2$$

O processo de dessulfurização de gases provenientes do processo combustão é basicamente dividido em três categorias (Baumbach, 1996):

• Processo seco: na dessulfurização seca a captura de SO_2 e SO_3 ocorre apenas fisicamente (adsorção) em agentes de fixação. Em processos de adsorção seca, o agente de adsorção é conduzido a encontrar o gás para ser dessulfurizado. Subseqüentemente o agente é reativado no regenerador e então, é reintroduzido no sistema de adsorção. Na absorção seca o agente de absorção é introduzido no fluxo de gás na forma pulverizada.

• Processo semi-seco: neste processo uma suspensão alcalina entra em contato com o fluxo de gás para remoção de SO₂. Um produto da reação seca é formado no fluxo de gás quente, que é subseqüentemente coletado em precipitadores de partículas.

• Processo úmido: este processo é principalmente realizado em lavadores, onde agentes alcalinos de absorção (soluções ou suspensões) são pulverizados no fluxo de gás, para que através do contato entre eles o gás seja dessulfurizado. A utilização de água pura nos lavadores é possível, mas isto implica em baixa eficiência de remoção.

Muitas pesquisas foram feitas no campo da dessulfurização. Existem numerosos processos, que aplicam os diferentes princípios. Eles são frequentemente baseados na disponibilidade dos materiais utilizados no processo. Desse modo a diferença entre um processo e outro é mínima. Além dos processos anteriormente citados, existem ainda os processos não-regenerativos e regenerativos. Os processos não-regenerativos são aqueles onde o reagente é usado uma só vez e, então, é descartado. Já no processo regenerativo, um tipo de absorvente ou adsorvente é usado para capturar SO₂ do fluxo de gás, mas neste caso existe um dispositivo, onde o adsorvente ou absorvente é regenerado para produzir um fluxo de SO₂ ou H_2SO_4 relativamente puro (De Nevers, 1995). A Tabela 2.2 apresenta as técnicas de remoção e exemplos de processos, que podem ser utilizados.

Técnica de remoção de	Tipo	Exemplos de processos	
SO_2			
Processo não-regenerativo	Úmido	Cal, calcário ou álcali	
	Seco	Spray seco de cal ou inje-	
		ção de cal	
Processo regenerativo	Úmido	Absorção com água, car-	
		bonato aquoso, MgO ou	
		Citrato	
	Seco	Adsorção com carbono	
		ativado ou adsorção com	
		óxido de cobre	

Tabela 2.2: Técnicas de remoção de SO₂

Fonte: Cooper e Alley (1994)

2.3 Dessulfurização Úmida

A dessulfurização úmida é uma tecnologia madura amplamente usada na coleta de gases solúveis. Todos os lavadores úmidos contam com um contato íntimo, do fluxo de gás com a solução de absorção, para alcançar a coleta dos gases poluentes e material particulado. Este processo de contato é uma etapa limitante na eficiência (Golesworthy, 1999).

O fator comum para todos os processos é o uso de um equipamento de contato gás-líquido. Esses equipamentos tem a característica de criar uma grande superfície de contato, com isso promove a transferência de massa de SO_2 para a fase líquida. O que basicamente diferencia um processo do outro é a escolha do reagente utilizado na solução de absorção. A Tabela 2.3 apresenta as possibilidades de processo de remoção mais usadas.

Processos	Reagentes			
	CaCO ₃ calcá-	Ca(OH) ₂ cal	Na ₂ CO ₃ carbo-	NaHCO ₃ bi-
	rio	hidratado	nato de sódio	carbonato de
				sódio
Úmido não	Limpeza com	Limpeza com		
regenerativo	calcário	cal		
Duplo álcali			Duplo álcali	Duplo álcali
Seco não rege-	Injeção de cal-	Injeção de cal	Injeção na cal-	Injeção na cal-
nerativo	cário na cal-	na caldeira	deira ou duto	deira ou duto
	deira			
Semi-seco re-		Pulverização	Pulverização	Pulverização
generativo		seca	seca	seca

Tabela 2.3: Processos de remoção de SO₂

Fonte: De Nevers (1995)

O tratamento de gases é necessário para satisfazer limites de emissões, principalmente para reduzir as emissões de SO₂ na atmosfera. O processo de dessulfurização que tem alcançado escala industrial é o processo úmido com calcário. A alta eficiência de absorção, baixo custo e a ampla

disponibilidade do reagente de absorção são os principais aspectos que determinaram o sucesso deste tratamento. Por outro lado, o amplo tamanho das torres de absorção e as dificuldades relacionadas à disposição segura do resíduo produzido são as principais desvantagens deste processo (Lancia et al., 1994).

No processo de limpeza úmida, cal e calcário são as substâncias mais amplamente usadas para a remoção de SO_2 em lavadores de gás, mas MgO e Na_2CO_3 podem também serem usados. Este processo baseia-se na absorção de SO_2 em uma solução de absorção com calcário, onde o calcário é dissolvido e o SO_2 absorvido. O processo é representado geralmente pelas reações seguintes (Brogren e Karlsson, 1997):

 $SO_2 + CaCO_{3(s)} \rightarrow CaSO_3 + CO_2$

$$CaSO_3 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CaSO_4(s)$$

Uma alternativa para solução de limpeza é o uso de cal hidratado, sendo que o seu uso é similar ao do calcário. Normalmente CaO (cal) é adicionado ao tanque de oxidação e então, é hidratado para Ca(OH)₂. O uso de CaO requer uma etapa extra para que seja preparado, e então introduzido no processo (De Never, 1995).

O hidróxido de cálcio (Ca(OH)₂) é consideravelmente mais solúvel que calcário (0,185g por 100g de água em 273 K) e desassocia para cálcio e íons hidroxil. O grau de dissociação do hidróxido de cálcio diminui com a temperatura (0,078g por 100g água em 373K) (Heinsohn e Kabel, 1999):

$$Ca(OH)_2 \rightarrow Ca^{2+} + 2OH^{-1}$$

A previsão da taxa de dissolução do calcário é importante para o projeto e operação de plantas de dessulfurização. A taxa de dissolução do calcário afeta, por exemplo, a relação entre a alcalinidade do líquido e do sólido, a relação entre tempo de residência no tanque de reação e a taxa de transferência de massa do SO_2 dentro da zona de nebulização. Todos esses fatores afetam o capital e custos de operação de uma unidade de dessulfurização (Brogren e Karlsson, 1997).

2.4. Equipamentos de Controle de Poluição

Lavadores de gás operam pelo princípio que o contato com o líquido pode remover certos gases e também material particulado do fluxo de ar. Na verdade, pode ser possível empregar um líquido que reaja quimicamente com o contaminante e este se transforme em substância inofensiva (Williamson, 1973).

O processo dos lavadores úmidos, que são amplamente usados, são aqueles onde os componentes de fluxo de gás, tal como SO₂, são absorvidos por uma solução de absorção contendo micropartículas, como partículas de calcário, que reagem quimicamente com espécies gasosas (Akbar, 2004).

Devido à pequena massa das partículas, a ação gravitacional ou as forças inerciais não são suficientes para separar as partículas do fluxo de gás. Se a massa da partícula é ampliada através da união dela com as gotas de um líquido lavador, então uma subseqüente separação gravitacional é bem sucedida. Por razões de economia, é prática comum usar água como líquido de absorção (Baumbach, 1996).

Lavador de gás é o nome genérico de um equipamento de controle de poluição de ar, que usa o processo de absorção para separar o poluente do fluxo de gás. Eles podem ser agrupados como segue (Heinsohn e Kabel, 1999): torre de spray (contracorrente e co-corrente), torre recheada (recheio estruturado ou ao acaso), torre de bandeja e lavadores Venturi.

2.4.1 Torre Recheada

A torre recheada é usada para o contato contínuo de líquido e gás. Este equipamento é normalmente uma coluna vertical, que é preenchida com material ou peças de grande área de superfície. O líquido é distribuído através da torre recheada, então o gás é exposto a uma grande área de contato. A torre recheada contracorrente é o tipo de equipamento muito usado em controle de gases poluentes (Theodore e Buonicore, 1988). A Figura 2.1 apresenta Torre recheada.



Figura 2.1: Torre recheada (Mycock et al., 1995)

Diversos livros apresentam o dimensionamento de torres recheadas, isto inclui livros de controle de poluição e livros de transferência de massa. As referências a seguir são citadas como exemplo: Sherwood (1975), Treybal (1980), Cooper e Alley (1994), Heinsohn e Kabel (1999), Theodore e Buonicore (1988), Perry e Chilton (1980) e Buonicore e Davis (1992)

2.4.2 Torre de Nebulização

A torre de nebulização é um tipo de equipamento muito usado no controle de gases poluentes. Esta opera de maneira similar a torre recheada, porém não possui material interno caracterizado como recheio. Neste caso a absorção é feita apenas entre a gota de líquido e o fluxo de gás. Diferente da torre recheada, este equipamento não possui literatura facilmente disponível que apresente dimensionamento da torre de nebulização. Um modelo de características aerodinâmicas de um lavador de gás foi apresentado por Michalski (1997). Um modelo simplificado foi proposto por Taniguchi et al. (1999).

O lavador mais comumente usado para dessulfurização é a torre de nebulização contracorrente, onde o gás entra no fundo da torre e o líquido é distribuído através de bicos pulverizadores, posicionados horizontalmente no topo do equipamento ou em sua lateral interna. A solução de limpeza quando deixa o equipamento, é coletada em um tanque de reação, que normalmente é integrada como a parte do fundo do lavador (Brogren e Karlsson, 1997). Em uma torre de nebulização contracorrente o gás contaminado entra pela base e sobe, enquanto a solução de limpeza é pulverizada através de bicos pulverizadores, localizados no topo. A pulverização é importante para produzir pequenas gotas, que cubram toda a seção transversal da torre, as gotas então após a pulverização descem por gravidade (Eden e Luckas, 1998).

Segundo Petterson et al. (1998), o gás entra no estágio de absorção com pressão parcial de entrada, e deixa o equipamento com pressão parcial de saída. O fluxo de gás e líquido não é afetado pela absorção de alguns ppm de SO₂ e a pequena condensação de vapor de água pode ser ignorada, isto é os fluxos são constantes na torre de nebulização. Além disso, a temperatura na torre de nebulização é quase constante, portanto o processo é isotérmico e o balanço de energia pode ser ignorado. O processo inclui transferência de massa de SO₂ do volume de gás para as gotas. A transferência de massa pode ser descrita através da teoria do filme, e normalmente a absorção é assumida como sendo controlada pelo filme de gás.

Algumas das principais vantagens da torre de nebulização são: a alta capacidade de tratamento, baixa queda de pressão, baixo custo de investimento e a possibilidade de operar um sistema de três fases (Pinilla, et al, 1984). A Figura 2.2 apresenta Torre de nebulização.



Figura 2.2: Torre de Nebulização (Mycock et al., 1995)

2.5 Fundamentos de Transferência de Massa

As operações de transferência de massa são caracterizadas por transferir uma substância através de outra. Por exemplo, quando água evapora de uma piscina através do fluxo de ar sobre a superfície da água, moléculas de vapor de água se difundem através do ar na superfície de água, para dentro da porção principal de fluxo de ar, de onde são levados. Não é um volume em movimento como resultado de uma diferença de pressão, como um bombeamento de um líquido através de um tubo. A operação de transferência de massa é o resultado da diferença de concentração das espécies, ou gradiente. A substância de difusão move-se de um lugar de alta para um de baixa concentração (Treybal,1980).

A taxa na qual um componente é transferido de uma fase para outra, depende, então, do chamado coeficiente de transferência de massa. A transferência pára, quando o equilíbrio é atingido. Os coeficientes de transferência de massa são de grande importância, eles regulam a taxa em que o equilíbrio é aproximado, controlam o tempo necessário para a separação e portanto, o tamanho e custo do equipamento usado.

A difusividade ou coeficiente de difusão, D_{AB} , de um soluto A em uma solução B é definida como a razão entre o fluxo e o gradiente de concentração, que é a primeira lei de Fick escrita para a direção Z, de acordo com a equação 2.1:

$$J = Aj = -AD_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial Z}$$
(2.1)

Onde,

A é a área através da qual a difusão ocorre; j é o fluxo por unidade de área; C_A é a concentração; Z é a distância; D, Fick denominou de "constante dependendo da natureza das substâncias", é o coeficiente de difusão;

Se pensarmos que a quantidade transferida é proporcional a diferença de concentração na área interfacial, temos:

(taxa de massa transferida) = km (área interfacial) (diferença de concentração) (2.2)

Neste caso, a proporcionalidade é resumida através de km, conhecido como coeficiente de transferência de massa. Se os dois lados da equação forem divididos pela área, a equação pode ser escrita da seguinte maneira:

$$N = km(C_i - C) \tag{2.3}$$

Onde N é o fluxo na interface e C_i e C são concentrações na interface e na solução respectivamente. De acordo com a equação 3.2, se a diferença de concentração é dobrada, o fluxo por sua vez também é dobrado. A equação também sugere que caso a área seja dobrada, a quantidade total de massa transferida também dobrará, mas o fluxo por área não mudará (Cussler, 1997).

As fases envolvidas nos processos de transferência de massa é que determinam sua classificação. Podemos basicamente podemos considerar seis possibilidades: gás-gás, gás-líquido, gássólido, líquido-líquido, líquido-sólido, sólido-sólido. Este trabalho se concentra na operação de transferência de massa gás-líquido, portanto a este tópico será dada maior atenção.

2.6 Absorção

Em operações de transferência de massa gás-líquido ambas as fases podem ser soluções, cada uma contendo, entretanto, somente um componente comum (ou grupo de componentes) que se distribui entre as fases. Por exemplo, se uma mistura de amônia e ar é colocada em contato com água líquida, uma grande porção de amônia será dissolvida no líquido e desta maneira a mistura ar-amônia pode ser separada. Esta operação é conhecida como absorção de gás.

Absorção de gás é uma operação em que uma mistura de gás está em contato com um líquido, com o propósito, preferencialmente, de dissolver um ou mais componentes de um gás, para fornecer a solução deles ao líquido. A taxa em que um constituinte gasoso, de uma mistura, se dissolverá, em um líquido absorvente, depende da partida do equilíbrio que já existe, entretanto é necessário considerar o equilíbrio e as características do sistema gás-líquido. A absorção é um processo físico, em que a substância em questão deixa o gás e torna-se dissolvida na fase líquida.

Este fenômeno de separação ilustra bem a influência da transferência de massa entre as fases. O transporte do soluto ocorre do núcleo da fase gasosa até a interface gás-líquido, e então até o núcleo da fase líquida. Esta interface depende das condições termodinâmicas vinculadas ao processo de separação (Cremasco, 2002).

Em operações de absorção de gás a escolha de um solvente em particular é também muito importante. Frequentemente, água é usada como solvente abundante e barato, mas as propriedades seguintes devem também ser consideradas (Theodore e Buonicore, 1988):

- solubilidade do gás: a alta solubilidade do gás é desejada, desde que esta aumente a taxa de absorção e minimize a quantidade de solvente necessário; geralmente, solvente de uma natureza química similar a do soluto para ser absorvido fornecerá boa solubilidade.
- volatilidade: a baixa pressão de vapor do solvente é desejada, desde que o gás deixando a unidade de absorção esteja comumente saturada com o solvente.
- corrosividade.
- custo (para solventes exceto água).
- viscosidade; baixa viscosidade é preferida por razões de rápidas taxas de absorção, menor queda de pressão e boa característica de transferência.
- estabilidade química: o solvente deveria ser quimicamente estável e se possível não inflamável.
- toxidade.
- baixo ponto de congelamento: se possível, um baixo ponto de congelamento é preferido, para que nenhuma solidificação do solvente no equipamento possa causar problemas.

Uma vez especificado o solvente, a escolha e o projeto do sistema de absorção pode ser determinado.

Para ocorrer o processo de absorção é necessário haver contato macroscópico com concentrações distintas entre as fases. Este contato pode ser feito de duas maneiras: contracorrente, onde as fases escoam na mesma direção, porém em sentidos opostos, ou co-corrente, onde as fases escoam em mesma direção e sentido.

2.7 Correlações de Coeficientes de Transferência de Massa

Os coeficientes de transferência de massa são apresentados na literatura na forma de correlações envolvendo números adimensionais. Essas correlações foram obtidas a partir de dados experimentais. Os números adimensionais mais frequentemente utilizados em correlações de transferência de massa são:

- Sherwood e Staton, que envolvem coeficientes de transferência de massa deles mesmos
- Schimidt, Lewis e Prandtl, que envolvem diferentes tipos de difusão
- Reynolds, Grashof e Peclet, que descrevem fluxo.

As correlações de transferência de massa são divididas em interface fluido-fluido e interface fluido-sólido. As correlações para interface fluido-fluido são as mais importantes, pois envolvem absorção de gás, extração líquido-líquido e destilação não ideal.

A partir de dados experimentais da parede de uma torre úmida, considerando a taxa de evaporação do líquido no fluxo de gás, foi determinada a correlação para filme de líquido dentro de tubos circulares, que permite o cálculo do coeficiente de transferência de massa para a fase gás. Assim o coeficiente de transferência de massa pode ser calculado por (Treybal, 1980):

$$Sh = 0,023 \operatorname{Re}^{0.83} Sc^{1/3}$$
 (2.4)

$$Sh = \frac{d \times km}{D_{AB}} \tag{2.5}$$

$$\operatorname{Re} = \frac{d \times u}{v} \tag{2.6}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{v}{D_{AB}}$$
(2.7)

Onde, μ é a viscosidade do fluido, ρ é a massa específica do fluido, D_{AB} é o coeficiente de difusão do soluto A na solução B, v e a viscosidade cinemática do fluido, d é o diâmetro da torre e u é a velocidade (relativa entre o filme de líquido e o gás). Esta relação é aplicada para Re de 2000 a 35000 e Sc de 0,6 a 2,5.

Dados experimentais para transferência de massa envolvendo uma esfera isolada podem ser determinados sujeitando sólidos a uma corrente fluida, de modo que, ao relacionar os resultados, obtém-se (Cremasco, 2002):

$$Sh = 2,0 + c \operatorname{Re}^{1/2} Sc^{1/3}$$
 (2.8)

$$Sh = \frac{d_p km}{D_{AB}}$$
(2.9)

$$\operatorname{Re} = \frac{d_{p}u}{v} \tag{2.10}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{v}{D_{AB}}$$
(2.11)

Onde, km é o coeficiente de transferência de massa da partícula, μ é a viscosidade do fluido, ρ é a massa específica do fluido, D_{AB} é o coeficiente de difusão do soluto A na solução B, v e a viscosidade cinemática do fluido, dp é o diâmetro da partícula e u é a velocidade da partícula.

A constante c referente à equação 2.8, assim como os limites de validade desta equação estão presentes na Tabela 2.4.

Tabela 2.4: Constante "c" da equação 2.8

Gases (Föessling, 1938)	Líquidos (Garner e Suckling, 1958)
c = 0,552	<i>c</i> = 0,95
2 < Re <i>p</i> < 12.000	100 < Re <i>p</i> < 700
0,6 < Sc < 2,7	1.200 < <i>S</i> < 1.250

Fonte: Cremasco (2002)

2.8 Transferência de Massa entre Fases

Quando um material é transferido de uma fase para outra através da interface, que separa as duas fases, a resistência à transferência de massa em cada fase causa um gradiente de concentração em cada fase. As concentrações do material difundindo nas duas fases imediatamente adjacente a interface geralmente não são iguais, mas normalmente são assumidos, relacionando um com outro através das leis do equilíbrio termodinâmico (Perry e Chilton, 1980).

A Figura 2.3 apresenta o movimento do soluto através das duas fases, gasosa e líquida. Nessa figura supõe-se que as fases gasosa (G) e líquida (L) estão situadas em filmes estagnados de espessuras δ_y e δ_x , respectivamente.



Figura 2.3: Movimento do soluto através de duas fases (m=1) (Cremasco, 2002)

O fluxo global da fase gasosa é expresso por:

$$N = k_{v} \left(y_{G} - y_{i} \right) \tag{2.12}$$

Onde, N é o fluxo molar global, k_y é o coeficiente de transferência de massa individual na fase gasosa, y_G é a fração molar fase gasosa e y_i é a fração molar na interface (gás)

O fluxo global para a fase líquida é expresso por:

$$N = k_x \left(x_i - x_L \right) \tag{2.13}$$

Onde, N é o fluxo molar global, k_x é o coeficiente de transferência de massa individual na fase líquida, x_L é a fração molar fase líquida e x_i é a fração molar na interface (líquido)

Em todo ponto da interface gás-líquido, haverá transferência de massa do gás para o líquido, em uma velocidade que depende da força motriz e da resistência em cada ponto. Nesta operação é admitido que exista na interface um regime permanente, uma transferência simples e equilíbrio termodinâmico. Além disso, é admitido, que a interface não ofereça resistência a transferência de massa. A condição de equilíbrio é, de certa maneira, comum às duas fases (Foust, 1982). A curva de equilíbrio para SO₂ em água é mostrada na Figura 2.4, a partir dos dados de equilíbrio obtidos de Perry e Chilton (1980).



Figura 2.4: Curva de equilíbrio SO2 em água à 30°C

Ao considerarmos a existência do equilíbrio termodinâmico na interface e supondo válida a teoria das duas resistências, que considera que a interface não oferece resistência ao transporte do soluto, não fica difícil estabelecer a continuidade do fluxo na fronteira entre as fases. Assim, pode-se igualar as equações 3.12 e 3.13 (Cremasco, 2002)

$$k_{y}(y_{G} - y_{i}) = k_{x}(x_{i} - x_{L})$$
(2.14)

2.8.1 Coeficientes Globais de Transferência de Massa

Os coeficientes globais de transferência de massa são aqueles que englobam as resistências das fases envolvidas no processo de separação. Os coeficientes globais de transferência de massa são definidos para a fase gasosa (K_G) e para a fase líquida (K_L). A relação entre coeficiente global referente à fase gasosa e o coeficiente individual é na forma:

$$\frac{1}{K_{y}} = \frac{1}{k_{y}} + \frac{m}{k_{x}}$$
(2.15)

$$m = \frac{H}{P} \tag{2.16}$$

Onde m é a constante de Henry modificada, H é a constante de Henry e P é a pressão total do sistema.

Considerando um caso em que o soluto, na fase gasosa, seja muito solúvel na fase líquida, de modo que pequenas modificações de concentração do soluto na fase gasosa provoque grandes alterações de concentração do soluto na fase líquida, podemos considerar que o coeficiente individual de transferência de massa seja muito próximo ao coeficiente global, a constante m é muito pequena. Assim, se m \rightarrow 0, temos:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} \tag{2.17}$$

Neste caso, é considerado que a fase gasosa controla o processo de transferência de massa.
2.9 Modelo Matemático de Torre de Nebulização

A tecnologia de dessulfurização de gás (FGD) enfrenta problemas tecnológicos, tais como: modelagem das características aerodinâmicas do lavador, reações heterogêneas e a cinética de cristalização do calcário. Estes problemas são resolvidos baseando-se em experimentos na forma de correlações empíricas ou semi-empíricas (Michalski, 2000).

Devido ao alto número de espécies, reações químicas e processos de transferência de massa, lavadores de gás, que usam reagentes de absorção, possuem um processo muito complexo. A eficiência de um lavador de gás depende de um grande número de parâmetros associados, onde a influência deles não consegue ser suficientemente investigada usando somente medidas experimentais em escala piloto ou industrial.

Uma otimização sistemática e de custo efetivo, da tecnologia altamente desenvolvida usada atualmente, só é possível com o suporte de um modelo de simulação, que é baseado em fundamentos específicos e princípios de engenharia contendo um pequeno número de parâmetros fisicamente bem definidos, que podem ser usados para ajustar o modelo a dados adequados de laboratório ou industriais. Dentro do escopo de estudos de simulação o modelo calibrado pode ser usado para otimizar o projeto e os parâmetros de operação a fim de reduzir o capital e os custos de operação (Eden e Luckas, 1998).

Meyer et al. (1995) desenvolveram um projeto para torre de nebulização. Do ponto de vista macroscópico, este modelo inclui a presença da fase contínua de gás, a natureza do bico de spray, a dispersão das gotas, bem como o surgimento do filme de líquido ao longo da parede do equipamento. Do ponto de vista microscópico, isto inclui transferência de calor e massa entre as várias fases, mas aplicado para a remoção de compostos orgânicos voláteis. O modelo é descrito através de um conjunto de equações diferencias. Este sistema com condições de contorno em cada extremidade é resolvido por dois tipos de equações. O trabalho é baseado na hidrodinâmica da gota, em uma torre de nebulização. Entretanto, o modelo proposto não apresenta balanço de forças agindo nas gotas, bem como dados experimentais suficientes para a validação do modelo.

Dados experimentais em grande escala infelizmente não se encontram disponíveis na literatura e somente descrições muito gerais de modelos de características aerodinâmicas possam ser encontrados (Michalski, 1997). Além disso, segundo Schmidt e Stichlmair (1991), os experimentos são realizados em lavadores estreitos, onde as gotas depois de um curto caminho colidiam com a parede do equipamento, logo abaixo dos bicos pulverizadores.

Um modelo de características aerodinâmicas de um lavador de gás foi apresentado por Michalski (1997). Neste trabalho são desenvolvidas equações para queda de pressão e tempo de residência da gota. O modelo de previsão de queda de pressão causado pelo spray é verificado com base em dados experimentais coletados em duas plantas piloto.

Os modelos desenvolvidos pelo autor permitem a determinação da queda de pressão, local e dispersa, área interfacial e tempo de residência da fase dispersa de torres de nebulização para dessulfurização. Isto cobriu toda faixa de tamanhos de gotas encontradas no lavador (acima de 4,5 mm), e não era limitado por um movimento dimensional de gota. Os modelos foram baseados na previsão de movimento de gota não constante ao longo do comprimento do equipamento.

Mais tarde, Michalski (2000) desenvolveu outro modelo de características aerodinâmicas de um lavador de gás, este baseado na análise da dispersão. Relações para queda de pressão, tempo de residência da fase dispersa versus fluxo de gás através do lavador, comprimento do equipamento, velocidade inicial da gota e coeficiente de interação das gotas, foram formulados utilizando o modelo. A verificação do modelo foi feita com bases em quedas de pressão medidas experimentalmente causadas pela presença de spray em duas unidades de planta piloto. Nos modelos desenvolvidos pelo autor é considerada apenas a transferência de massa entre o gás e as gotas, provenientes da pulverização, porém não há nenhuma referência ao escoamento do filme de líquido.

De acordo com Michalski (2000) considerando a quantidade de energia gasta para o bombeamento do gás e da solução de limpeza, uma otimização do desempenho do lavador parece necessária. Distribuição do tamanho de gota, velocidade inicial das gotas, altura do equipamento, e tipos de bicos são parâmetros ajustáveis pelo projetista. Em adição, esses parâmetros e algumas características aerodinâmicas do lavador influenciam significativamente a ocorrência da transferência de massa dentro do equipamento.

Uma análise desses parâmetros revela que a uma descrição adequada do comportamento aerodinâmico de um lavador, pode ser tratada como uma parte de todo o processo de modelagem, com o propósito de otimizar seu desempenho e/ou manutenção. Algumas suposições são feitas durante o desenvolvimento do modelo, tais como: gotas de solução de limpeza são pulverizadas para baixo e movem-se somente verticalmente, o gás tem uma velocidade constante em toda seção transversal do lavador e a distribuição do tamanho de gota presente em todo o equipamento.

A última suposição significa que a falta de coalescência de pequenas gotas ou quebra das gotas maiores ocorre no spray. Entretanto, de maneira geral, isto indica que um equilíbrio de coalescência e as taxas de fragmentação das gotas persistem por todo o lavador.

A expressão para o tamanho de gota através de uma média opcional de diâmetro é equivalente a uma suposição fictícia de perfeita mistura na fase dispersa. Do ponto de vista, de transferência de calor e massa, toda gota independentemente do seu tamanho e sua história deveria ter a mesma concentração de espécies absorvidas ou temperatura em uma determinada distância do bico.

No trabalho desenvolvido por Michalski (1999) as características aerodinâmicas de um lavador foram calculadas com base no diâmetro médio Sauter das gotas emitidas pelos bicos pulverizadores. De acordo com o artigo publicado anteriormente por Michalski (1997), a área interfacial do spray de dessulfurização por unidade de volume da fase líquida foi constatada ser maior que o previsto com base no diâmetro Sauter. Portanto, para previsão da área interfacial somente, outro tamanho de gota era introduzido como parâmetro. Deveria ser enfatizado que este parâmetro poderia ser fortemente dependente na forma da distribuição do tamanho de gota, apesar de assumida a constância do diâmetro Sauter.

2.10 Movimento Vertical de Partículas Esféricas

O movimento de partículas ou gotas ocorre em várias aplicações industriais. Geralmente o movimento não-uniforme de partículas ou gotas é complexo e difícil para ser descrito matematicamente. Entretanto é possível encontrar soluções que sejam suficientes para vários casos práticos.

Michalski (1995) apresenta um trabalho onde considera o movimento de uma esfera rígida em um fluxo de gás estagnado ou fluindo vagarosamente. Este problema aparece na análise do comportamento hidrodinâmico de lavadores em que partículas sólidas amplamente dispersas ou gotas de solução de absorção concentrada, caem em determinado fluxo de gás.

Assim precisamos estabelecer equações, as quais serão usadas para prevermos a trajetória da partícula ou gota. Segundo Heinsohn e Kabel (1999), se o número de partículas por unidade de volume de gás é abaixo de certo valor, isto assumirá que as partículas movem-se através do gás transportador independentemente de um ou outro e que as partículas não influenciam o campo de velocidade do gás. A suposição é válida se: as partículas não colidem umas com as outras e as partículas não passam através das esteiras umas das outras.

Para descrever o movimento de um aerossol, devemos primeiro computar o campo de velocidade do gás transportador e então computarmos o movimento das partículas. O movimento do gás transportador pode ser expresso analiticamente, caso ele tenha um sistema de geometria simples, ou então isto pode ser estabelecido experimentalmente, e os dados armazenados numericamente como um arquivo de dados. Se uma expressão analítica para campo de velocidade existe, a trajetória da partícula pode ser computada explicitamente.

Segundo Michalski (1995) durante a aceleração ou desaceleração de uma esfera rígida movendo-se em uma fase contínua, a esteira de fluido associada à partícula poderá acelerar ou desacelerar correspondentemente e a esteira pode também crescer ou encolher. Ambos os fenômenos são conhecidos como "Efeito Basset". Caso a fase contínua seja um gás, essas mudanças na esteira terão um efeito, que poderá ser negligenciado no movimento da partícula, pois a massa específica do gás é muito menor do que a da partícula. A influência da aceleração no coeficiente de arraste, por outro lado, aumenta com a proporção da massa específica da partícula em relação à massa específica do gás. O movimento de gases e vapores é afetado pelo campo de velocidade do ar através do qual este se move. No caso do movimento das partículas, por outro lado, este é afetado pela inércia das partículas e pela aerodinâmica do arrasto.

Quando uma partícula move-se através do ar, a viscosidade do ar produz uma força na partícula na direção oposta a sua velocidade relativa. A força de arraste é descrita como:

$$F_D = \frac{C_D A_p \rho u^2}{2} \tag{2.18}$$

Onde: C_D é o coeficiente de arrasto, A_p é a área projetada da partícula, ρ é a massa específica do fluido e u é a velocidade da partícula

O coeficiente de arrasto é função apenas do número de Reynolds. Já o número de Reynolds é a razão entre as forças de inércia e as forças viscosas. É um critério pelo qual o regime do escoamento pode ser determinado (Fox e Mcdonald,1998):

$$\operatorname{Re} = \frac{d_{p}u}{v} \tag{2.19}$$

Onde, u é a velocidade da partícula, dp é o diâmetro da partícula e v é a viscosidade cinemática do fluido. A Figura 2.5 mostra a relação entre Reynolds e o coeficiente de arrasto.



Figura 2.5: Relação entre Coeficiente de arrasto e número de Reynolds (Incropera e Dewitt, 1992)

De acordo com Heinsohn e Kabel (1999) a redução marcante no arrasto em uma esfera em número de Reynolds de 200.000 é causada por uma camada limite turbulenta. As relações para o cálculo do número de Reynolds são apresentadas a seguir:

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_p} (\text{Re}_p < 0, 1)$$
 (2.20)

$$C_{D} = \frac{24}{\text{Re}_{p}} \times (1 + 0.0916 \times \text{Re}_{p}) (0.1 < \text{Re}_{p} < 5)$$
(2.21)

$$C_{D} = \frac{24}{\text{Re}_{p}} \times (1 + 0.158 \times \text{Re}_{p}^{2/3}) (5 < \text{Re}_{p} < 1000)$$
(2.22)

Deve ser enfatizado que a velocidade usada no número de Reynolds é baseada na velocidade relativa entre a partícula e o fluido. Para partículas movendo-se em ar sem movimento, a velocidade relativa é a velocidade a partícula. Para partículas viajando através de fluido em movimento, muito cuidado deve ser tomado para avaliar a velocidade relativa.

O movimento da partícula é obtido, então, através do balanço de forças agindo em uma simples partícula em movimento. A massa específica da partícula é aproximadamente 1000 vezes maior que a massa específica do gás (ar). Desta maneira a força de flutuação na partícula é negligenciada em relação a seu peso.

De acordo com Henry e Heinke (1996), considerando que a partícula seja esférica, e que d_p é o diâmetro da partícula, temos:

$$\frac{du}{dt} = \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} - \frac{3C_D \rho u^2}{4\rho_p d_p}$$
(2.23)

Onde, ρ_p é a massa específica da partícula, ρ é a massa específica do fluido, C_D é o coeficiente de arrasto, u é a velocidade da partícula e d_p é o diâmetro da partícula.

A velocidade terminal é alcançada rapidamente, assim:

$$\frac{du}{dt} = 0 \tag{2.24}$$

Desse modo a velocidade terminal da partícula pode ser calculada por:

$$u_{tp} = \left[\frac{4g(\rho_p - \rho)d_p}{3C_D\rho}\right]^{\frac{1}{2}}$$
(2.25)

2.11 Atomização

A transformação de certo volume de líquido, na forma pulverizada ou outras dispersões físicas de pequenas partículas na atmosfera gasosa, é de grande importância em vários processos industriais. O processo de atomização consiste em desintegrar um jato ou um filme por meio da energia cinética do próprio líquido ou através da exposição em alta velocidade de ar ou gás. Devido à natureza aleatória do processo de atomização, a pulverização resultante é normalmente caracterizada por um amplo espectro de tamanhos de gotas.

Um típico spray inclui uma ampla faixa de tamanho de gotas. Algum conhecimento sobre a distribuição ajuda a avaliar as aplicações do processo em sprays, especialmente em cálculos de transferência de calor e massa entre o líquido dispersado e o gás ao redor. Infelizmente, ainda não foi desenvolvida uma teoria completa para descrever a fluididinâmica dos processos envolvidos quando a desintegração do jato ou do filme de líquido ocorre sob condições normais de atomização, assim somente correlações empíricas são disponíveis, para prever o tamanho médio de gota e a distribuição do tamanho de gota. (Lefebre, 1989).

As dificuldades em especificar, distribuições de tamanho de gota em spray levou ao uso muito difundido de diâmetros médios. Um diâmetro médio de gota divide o spray em duas partes iguais por número, comprimento e área de superfície ou volume.

2.11.1 Atomizadores de Pressão

Os atomizadores, em geral, podem basicamente serem divididos em dois grupos: atomizadores de pressão e atomizadores pneumáticos, sendo que, neste último o processo implica no uso de escoamento de ar ou gás. Será dada maior atenção aos atomizadores de pressão, pois estes fazem parte dos trabalhos experimentais, que serão apresentados mais adiante. Os atomizadores de pressão, por sua vez, são comumente denominados de bicos pulverizadores de pressão. Como próprio nome já sugere, estes dependem da conversão de pressão em energia cinética para alcançar alta velocidade relativa entre o líquido e o gás nas redondezas. Podemos ainda subdividir este grupo em outros dois, estes são spray cone sólido e spray cone oco. No primeiro caso, o spray é formado por gotas, que são distribuídas uniformemente por todo seu volume. O segundo tipo produz um spray, onde a maioria das gotas é concentrada na borda externa de um spray cônico padrão.

A formação do cone central de ar é a figura mais importante no fluxo de um bico de pressão. O tamanho do núcleo de ar determina a área de fluxo intensivo no orifício de descarga e então controla o coeficiente de descarga, que é um dos mais importantes parâmetros do pulverizador. Outro importante parâmetro de desempenho é o ângulo do núcleo, que determina a cobertura e dispersão do spray nas redondezas. A respeito da simplicidade geométrica do bico de pressão, a situação de turbulência do fluxo com o núcleo de ar no bico é altamente complexa (Datta e Som, 2000).

Devido à ampla faixa de aplicações dos bicos pulverizadores de pressão, estes estão atraindo grande atenção de vários pesquisadores e tem sido objeto de estudos consideráveis, teóricos e experimentais. Entretanto, apesar desses esforços, o conhecimento sobre os bicos pulverizadores de pressão é ainda insatisfatório. A física ainda não é bem entendida, os dados disponíveis e as correlações são de validade questionável, e existe uma conformidade pequena entre os vários investigadores, como para relações exatas entre propriedades do líquido, dimensões dos bicos e tamanho médio de gota. Esta situação insatisfatória tem várias causas: a alta complexidade do processo de atomização, diferenças nos projetos, tamanhos e condições de operação dos bicos testados. Além desses fatores, existem as incoerências e limitações associadas com as técnicas de medida do diâmetro de gota. (Lefebre, 1989)

2.11.2 Diâmetro de Gota

Na maioria dos cálculos de transferência de massa e processos de escoamento é conveniente trabalhar somente com diâmetros médios em vez de distribuição completa de gota.

O diâmetro Sauter é muito usado por vários autores no cálculo de diâmetro de gota. De acordo com Heinsohn e Kabbel (1999) o diâmetro Sauter é a proporção de volume total de todas as partículas em um aerossol dividido pela área da superfície total de todas as partículas. Por esta razão o diâmetro Sauter pode ser imaginado como um diâmetro médio volume-superfície. Segundo Santacesaria e Iengo (1999) o diâmetro Sauter pode normalmente ser estimado experimentalmente por uma técnica a laser, nesses casos é utilizado água como fluido.

Lefebvre (1989) propôs a seguinte correlação para o cálculo do diâmetro médio Sauter (DMS):

$$DMS = 2,25\sigma_L^{2,25}\mu_L^{0,25} \dot{m}_L^{0,25} \Delta P_L^{-0,5}\rho_{Ar}^{-0,25}$$
(2.26)

Onde, σ_L é a tensão superficial do líquido, μ_L é a viscosidade dinâmica do líquido, m_L é a descarga de líquido, ΔP_L é a diferença de pressão de injeção no bico e ρ_{Ar} é a massa específica do ar.

Marshal (1954) estudou a distribuição do tamanho de gota de atomizadores de pressão. Os dados foram relacionados em termos das componentes axial e tangencial da velocidade. Foi assumido que as componentes atuavam independentemente e uma correlação empírica foi desenvolvida para o diâmetro médio Sauter, como segue:

$$DMS = 286(d_{a} + 0.17)\exp(13u_{A} - 0.0094u_{n})$$
(2.27)

Onde, d_0 é o diâmetro do orifício do bico pulverizador (in), u_A é a componente axial da velocidade média (ft/s), baseada na seção transversal do orifício e u_n é a componente tangencial da velocidade (ft/s) na entrada da câmara.

Taniguchi et al. (1997) investigaram as propriedades de líquidos pulverizados e obtiveram uma correlação empírica para diâmetro médio de gotas (DMS) na saída do bico pulverizador. A Figura 2.6 mostra o diâmetro médio de gotas, para várias vazões mássicas de líquido. A ordenada é o diâmetro médio e a abscissa é a distância dos bicos da coluna de teste.



Figura 2.6: Distribuição do diâmetro médio para várias vazões de líquido (Taniguchi et al. 1997)

O diâmetro médio Sauter da gota (DMS) não muda apreciavelmente com o aumento da distância da saída do bico, z, mas diminui com o aumento da vazão mássica de líquido. Todos os dados para diâmetro médio foram relacionados através da seguinte correlação, desenvolvida por Taniguchi et al. (1997):

$$\frac{DMS}{d_o} = 0.14 + \frac{55.9}{We} + \frac{9660}{We^2}$$
(2.28)

$$We = \frac{\rho_L u^2 d_o}{\sigma_L} \tag{2.29}$$

Onde d_0 é o diâmetro do orifício do bico pulverizador, ρ_L é a massa específica do líquido, u é a velocidade inicial da gota, σ_L é a tensão superficial do líquido e We é o número de Weber.

O tamanho de gota determina a superfície de transferência de massa. Além disso, a distribuição da vazão de líquido dentro do lavador deve ser uniforme para garantir o contato adequado gás/líquido. As medidas de atomizadores de pressão são complicadas devido ao tamanho de gota e taxa de fluxo serem relativamente grande (Strock e Gohara, 1994).

2.12 Absorção de Dióxido de Enxofre

Para remover gases halogenados e dióxido de enxofre especialmente em plantas que utilizam combustível fóssil, o processo de dessulfurização úmida de gases com calcário é preferido. A absorção pode ser feita utilizando calcário (CaCO₃), cal (CaO) ou hidróxido de cálcio (Ca(OH)₂) como reagente de absorção. Os produtos da reação são os correspondentes sais solúveis e gesso sólido (Ca·2H₂O), que pode ser comercialmente usado como material para construção.

A remoção de poluentes como SO_2 de fluxo de gases produzidos através queima de combustíveis em plantas de energia ou incineração, frequentemente ocorrem por meio de lavadores de gases. Na maioria dos lavadores, o líquido de absorção coletado no fundo é reciclado através do absorvedor. Como consequência deste processo de recirculação, as concentrações de íons, como sulfato, em solução são elevadas. As forças intermoleculares entre esses íons e o dióxido de enxofre dissolvido influenciam o processo de absorção (Krissmann et al., 1998).

Embora algumas medidas experimentais tenham sido feitas para a remoção de gases ácidos através de pulverização, usando água ou solução alcalina, pouco é conhecido sobre a transferência de massa na fase gás e na fase líquida. Taniguchi et al. (1999) desenvolveram um método de simulação numérica para absorção de NH₃ de uma mistura de ar e NH₃, através de uma pequena coluna de spray. Neste método o movimento das gotas pulverizadas é considerado o mesmo de uma esfera sólida. Além disso, a simulação numérica assume as seguintes considerações:

- as gotas pulverizadas são de forma esférica e o líquido não recircula dentro das gotas
- nem colisão, coalescência ou fragmentação secundária das gotas pulverizadas ocorre na torre de nebulização
- o efeito de interação entre as gotas pode ser ignorado
- o calor de dissolução é pequeno e pode ser ignorado

A absorção por gotas de água envolve vários passos: transferência de massa de SO₂ do volume de gás para a superfície da gota, dissolução de SO₂ para formar SO₂·H₂O e dissociação de SO₂·H₂O para HSO₃⁻ e SO₃²⁻ na superfície da gota, transferência de massa de SO₂·H₂O, HSO₃⁻ e SO₃²⁻ para o interior da gota e reações de equilíbrio envolvendo SO₂·H₂O, HSO₃⁻ e SO₃²⁻ na gota. Como a concentração de SO_3^{2-} é muito baixa, a dissociação de HSO_3^{-} e SO_3^{2-} pode ser ignorada (HSU et al., 1994).

A estrutura da solução aquosa no lavador é fortemente influenciada pelas interações intermoleculares das espécies dissolvidas entre cada uma e com moléculas de água. As interações entre as espécies dissolvidas uma com outra, tem que ser consideradas usando um modelo apropriado para o coeficiente de atividade em solução (Krissmann et al., 1998).

Na torre de nebulização SO_2 é absorvido e provavelmente também pequenas quantidades de CO_2 . No líquido, as espécies são dissociadas em reações ácido-base, formando sulfitos e sulfatos. Parte dos sulfitos são oxidados para sulfatos, que também participam das reações ácido-base. Todas as reações ácido-base são bem conhecidas e a dependência das constantes de equilíbrio podem ser encontradas na literatura. Reações ácido-base são muito rápidas e podem ser consideradas instantâneas para qualquer proposta prática e a maioria das teóricas (Petterson et al., 1998).

As plantas de dessulfurização úmida, no modo oxidação forçada, empregam três fases de reações com as eficiências do processo dependendo de quatro passos. Os passos são: absorção de SO₂, oxidação de HSO₃⁻, dissolução do calcário e cristalização do gesso.

A absorção de SO₂ pode ser influenciada pelo transporte da fase gás e da fase líquido. Quando SO₂ é absorvido em solução aquosa, as reações estão completamente em equilíbrio na fase líquida. Essas reações instantâneas intensificam o transporte de massa da fase líquida de SO₂ por permitir o transporte de SO₂ (aquoso) na forma de HSO₃⁻ e SO₃²⁻. Os íons de HSO₃⁻ produzidos podem ser oxidados para íons de SO₄²⁻, e a reação depende da quantidade suficiente de O₂ (aquoso). Dependendo das condições do processo, a taxa de reação pode ser transporte controlado de O₂ e/ou reação. Os íons H⁺produzidos da absorção de SO₂ e oxidação de HSO₃⁻, reagem com partículas de calcário, assim produzindo íons de Ca²⁺. O processo de dissolução é transporte de massa controlado, com precipitação de vários íons presentes no volume de líquido (Kiill et al.,1998).

Segundo Michalski (2000), a solubilidade de dióxido de enxofre em soluções aquosas de sulfito de cálcio é alvo de vários estudos experimentais e teóricos. Entretanto, a modelagem é limitada com as concentrações relativamente baixas de SO₂ em solução. Assim, foi desenvolvido um modelo para prever a solubilidade de SO_2 em soluções aquosas saturadas de sulfito de cálcio e magnésio, para pressões parciais de SO_2 na fase gás acima de 10^5 Pa.

Para absorção do gás pode ser usada também micropartículas solúveis, neste caso é necessário que as micropartículas sejam dissolvidas em água e reajam quimicamente com as espécies gasosas absorvidas. Esta reação é freqüentemente simplificada e representada como uma reação química instantânea ou de segunda ordem entre as espécies gasosas absorvidas e as espécies solúveis dissolvidas. A absorção da espécie absorvida pelas gotas pode ser assim melhorada, através da mistura de finas partículas sólidas da espécie dissolvida no líquido, e tal melhora, pode ser devido a absorção física nas partículas, ou sob condições onde as partículas são reativas ou catalíticas (Beenackers e Swaaij, 1993).

No processo de absorção, várias configurações podem ser usadas, porém a mais comum é a torre de nebulização contra corrente. O volume de líquido (água) contém o reagente (micropartículas) e pode ser assumido, que este está saturado com o reagente dissolvido. Devido à baixa difusividade das espécies absorvidas e a reação química rápida, acredita-se que a reação ocorra dentro do filme de líquido na interface gás-líquido (Akbar, 2004).

Meikap et al. (2002) descreveram a cinética de absorção de dióxido de enxofre em água. Quando o SO₂ é absorvido em água, as reações ocorrem na fase líquida como segue:

$$SO_2 + H_2O \Leftrightarrow SO_2(aq) \Leftrightarrow HSO_3^- + H^+$$
 (2.1)

$$\mathrm{HO}_{3}^{-} + \mathrm{H}_{2}\mathrm{O} \Leftrightarrow \mathrm{SO}_{3}^{2-} + \mathrm{H}^{+}$$
 (2.2)

As constantes de equilíbrio para as reações 2.1 e 2.2, são, respectivamente à 25° , $K_A=1,7x10^{-2}$ mol e $K_B=6,2x10^{-7}$ mol. Por isso, as reações finais podem ser negligenciadas sob condições normais. As constantes das taxa das reações anteriores e posteriores, para a primeira reação, são respectivamente $K_a =3,4x10^6 s^{-1}$ e $K_p=2x10^8 s^{-1}$. Isto mostra, que a taxa de reação de hidrólise do dióxido de enxofre em água, é rápida em relação ao processo de difusão, e que a superfície do filme de água é instantaneamente saturada na concentração de equilíbrio sobre a exposição de dióxido de enxofre.

Quando a absorção de gás em gotas ocorre na presença de reações muito rápidas, tal como entre CO₂ e solução aquosa de NaOH, altas taxas de transferência de massa são alcançadas. Des-

se modo, Dimiccoli et al. (2000) desenvolveram uma correlação semi-empírica, que é capaz de reproduzir dados experimentais coletados. Este modelo matemático pode também ser usado para simular o comportamento de absorvedores.

Akbar (2004) estudou a absorção de gás através de gotas contendo micropartículas reativas e micropartículas solúveis, com o objetivo de elucidar os efeitos de vários parâmetros, incluindo as características das micropartículas reativas e taxa de absorção da gota. A reação química entre o gás absorvido e o reagente dissolvido foi considerado como reação instantânea ou de segunda ordem.

Segundo Lancia et al. (1997) a absorção de SO_2 é um passo relevante da dessulfurização, e existe ainda a necessidade de modelos capazes de calcular da taxa de absorção de maneira segura. O processo envolve absorção química de SO_2 em regime de reação instantânea e dissolução instantânea de calcário. Neste trabalho foram calculados os coeficientes de transferência de massa tanto do lado gás quanto do lado líquido e comparados com o modelo proposto pelos autores.

2.13 Variáveis do Processo de Absorção

Vários parâmetros influenciam a eficiência do processo de absorção, dentre eles podemos citar: pH da solução, concentração de SO₂ no ar, diâmetro de gota, comprimento da seção de absorção, relação líquido/gás e velocidade do gás no absorvedor.

Um aspecto interessante é a influência da velocidade do gás no desempenho da transferência de massa no lavador. Isto é importante para o número de Reynolds e o tempo de residência (contato). Segundo os experimentos de Schmidt e Stichlmair (1991) realizados em lavadores cilíndricos, utilizando bicos de pulverização cone cheio, os resultados indicaram, no entanto, que a velocidade do gás é de pequena importância para a taxa de transferência, pelo menos em sistemas com altas taxas de reação ou pequena resistência do lado líquido (SO₂/NaOH e ar/água respectivamente). Por outro lado, na presença de uma reação química lenta no líquido (CO₂/NaOH), em contraste com os sistemas mencionados acima, o tempo de contato torna-se muito importante. Isto devido ao aumento da velocidade do gás, que causa uma redução na taxa de transferência de massa. Um parâmetro de muita importância na eficiência de absorção é a relação gás/líquido ou também conhecida como relação líquido/gás (l/m³). Segundo Schmidt e Stichlmair, (1991), um aumento desta relação em velocidade constante de gás é equivalente à redução da vazão de líquido de absorção e da área de transferência de massa.

Warych e Szymanowski (2001) desenvolveram um modelo para prever a eficiência de remoção de SO₂ em lavador úmido e calcular os parâmetros necessários para estimar os custos globais. Os parâmetros de processo são apresentados na Tabela 2.5.

Parâmetro	Faixa	Eficiência mínima e	
		máxima (%)	
pH (solução)	5,2-5,8	86,4-93,5	
Diâmetro de gota (µm)	2000-3000	74,5-99,3	
Comprimento da seção de absorção (m)	6-18	66,5-99,7	
SO ₂ (entrada) (ppm)	1500-5000	73,4-97,0	
Velocidade do gás (m/s)	2-4	90,0-98,9	
Relação L/G (l/m ³)	8-15	68,3-97,7	

Tabela 2.5: Parâmetros de processo de dessulfurização

Fonte: Warych e Szymanowski (2001)

Segundo os autores, as eficiências de remoção foram calculadas para valores seguindo limites e valores médios para os parâmetros restantes.

A influência mais forte observada foi a relação L/G, comprimento da seção de absorção e diâmetro de gota, já a influência mais baixa foi dada pelo pH e velocidade do gás. Estas análises descrevem somente uma dependência geral da eficiência e ordem dos parâmetros, pois mudanças na eficiência dependem da ordem de parâmetros escolhidos. O diâmetro de gota foi relacionado com velocidade do gás em um absorvedor. Estes parâmetros são importantes para a taxa de transferência de massa, pois determinam o tempo de contato da fase, superfície de transferência de massa e valores de coeficientes de transferência de massa do lado da fase gás e do lado da fase líquido.

De acordo com os estudos de Eden e Luckas (1998), os pontos seguintes mostram ser especialmente importantes para reduzir os custos de operação e capital de um lavador:

- uso de uma injeção combinada co-corrente e contracorrente de líquido de limpeza na cabeça do pulverizador.
- uma razão de 0,5 a 1% em massa de partículas finas na circulação do líquido de limpeza de absorção.
- o uso de ácidos orgânicos fracos, tal como ácido adípico, para aumentar a solubilidade do calcário.

A combinação desses passos permite uma redução substancial da razão L/G e no comprimento do lavador. Além disso, o ácido adípico mostra influência no grau de dessulfurização. Em testes realizados por Éden e Luckas (1998) em um lavador compacto com velocidade do gás na torre de 5 m/s, uma altura média de 5 m, e uma razão L/G de 4 l/m³, o grau de dessulfurização pode ser aumentado de 48% para 97% (resistência da transferência de massa completamente no lado gás), através da adição de ácido adípico. Em uma concentração de 2 g/l, o grau de dessulfurização por volta de 96% pode ser alcançado.

Para obtenção de ótimos resultados, as reações do processo de dessulfurização requerem uma faixa específica de pH específica, o lavador deve operar em condições alcalinas (pH 8-9) (Rinaldi, 1995). A reação do SO₂ com NaOH em solução aquosa com pH 9 ou superior pode ser considerada como irreversível e instantânea, e ainda a resistência do lado líquido pode ser ignorada (Pinilla et al, 1984).

Capítulo 3

Estudo Experimental

O estudo experimental realizado foi dividido em duas etapas. A primeira se concentrou na análise da formação do filme ao longo da parede do equipamento, através da colisão das gotas com a parede. A segunda etapa estudou a análise das variáveis no processo de absorção, para verificar a influência destas na eficiência de absorção. Os experimentos foram realizados no Departamento de Engenharia Térmica e Fluidos da Faculdade de Engenharia mecânica da Universidade Estadual de Campinas.

3.1 Descrição da Bancada Experimental

A bancada experimental é composta por uma torre de nebulização, associada ao sistema de preparação e de análise de gases, bem como ao sistema de injeção e controle da solução de absorção. O esquema da torre de nebulização com as dimensões em mm é apresentado na Figura 3.1. A Figura 3.2 mostra o fluxograma da bancada experimental.



Figura 3.1: Esquema da Torre de nebulização com as dimensões em mm



Figura 3.2: Fluxograma da bancada experimental

A preparação dos gases foi efetuada por meio de um ventilador insuflando ar na tubulação de preparação, que em seguida foi contaminado com SO₂ puro engarrafado. A tubulação de preparação conta com o controle da vazão de ar e SO₂, para que o sistema possa ser avaliado em relação a essas variáveis.

O ar atmosférico foi insuflado por um ventilador disponível no laboratório através de uma mangueira de 3 pol até a tubulação de preparação. Logo após a entrada da secção de preparação encontra-se uma tubulação de inox, de 5 mm de diâmetro, que é acoplada a tubulação de preparação, por onde é feita a contaminação do ar. O sistema de contaminação de SO₂ é composto por ma válvula reguladora de pressão, válvula agulha, para o melhor controle da quantidade de SO₂ introduzido no sistema, e um rotâmetro para indicação da vazão de SO₂. Os gases (ar contaminado) atravessam um misturador estático, semelhante a uma colméia, para garantir a homogeneização dos gases.

A tubulação de preparação possui uma placa de orifício, a um metro da sua entrada. As tomadas de pressão da placa de orifício são conectadas a um manômetro de coluna de água para medição da queda de pressão (ΔP). A placa em questão está de acordo com a norma ISO 5167 para medidas de escoamento em tubos cilíndricos, sem necessidade de calibração. Para o cálculo das vazões, em função da queda de pressão, foi utilizado uma planilha Excel, baseada na mesma norma. Após o ponto de tomada de medida de vazão, existe o ponto de coleta de amostra para determinação da concentração de SO₂ na vazão de ar, esta medição é feita por meio do analisador de gases HORIBA. A seguir os gases passam por uma tubulação de 3 pol para alimentar a torre de nebulização. Na saída da torre existe uma tomada de amostra (gás lavado), com a finalidade de verificar a eficiência do equipamento. A saída é acoplada a uma tubulação de 3 pol até a chaminé, para efetuar a dispersão da concentração de SO₂ ainda existente nos gases contaminados.

A torre de nebulização foi construída de acrílico, para facilitar a visualização. A entrada dos gases é feita pela parte inferior e a saída pela parte superior. No topo da torre estão dispostos os bicos pulverizadores de pressão inseridos na tampa, configurando funcionamento contra-corrente. Uma combinação de bicos foi escolhida, para atender as necessidades de vazões de água. Para obter maior uniformidade de distribuição de gotas, foram usados cinco bicos de pressão de cone cheio, com ângulo de 15° para os bicos periféricos e 30° para o bico central, todos com diâmetro do orifício de 1,6 mm. A distribuição dos bicos é apresentada na Figura 3.3.



Figura 3.3: Distribuição dos bicos pulverizadores no topo da torre de nebulização

A torre de nebulização foi instalada dentro de um tanque de recirculação fabricado de material plástico com dimensões de 750 mm de altura e 550 mm de diâmetro, onde apenas a parte inferior à entrada de ar, com 450 mm de altura, permanece dentro do tanque. A solução de limpeza é bombeada do tanque de recirculação, através de uma bomba centrífuga de três estágios e pressão máxima 6 bar. Na saída da bomba existe um manômetro de Bourbon, mais adiante existe um rotâmetro, para a verificação da vazão de água e um manômetro para as medidas de pressão. A temperatura da solução de absorção é medida por um termopar imerso no tanque de recirculação.

A solução de absorção utilizada é uma solução de NaOH, durante a realização do experimento a solução foi mantida em pH acima de 9, no tanque de recirculação, para garantir que todo SO₂ reagisse com NaOH. Para isto foi utilizada uma bomba dosadora, que automaticamente era acionada, assim que o pH indicado fosse inferior a 9. A solução concentrada de NaOH, proveniente de um reservatório acoplado a bomba, é succionada e injetada no tanque de recirculação. Segundo Pinilla et al (1994) a solução de absorção deve ser mantida em pH acima de 9. A reação entre SO_2 e NaOH em tais condições é considerada irreversível e instantânea, e entretanto a resistência do lado líquido pode ser negligenciada. Os instrumentos da bancada estão relacionados na Tabela 3.1.

Instrumento	Variável medida	Característica	Precisão
Rotâmetro para ar a 1 atm 70°F	Vazão de SO ₂	Vazão máxima de ar 26,9 l/min	±2 %
Placa de orifício	Vazão de gás contami- nado	Diâmetro 50 mm Diâmetro orifício 31,8mm	± 0,8 %
Manômetro de coluna de água	Diferença de pressão do gás contaminado (ΔP)	Pressão máxima 1000 mm CA	±0,5 mm
Manômetro Bourbon	Pressão do líquido na saída da bomba	Pressão máxima 7 bar	± 1,6 %
Rotâmetro para água	Vazão de líquido na torre de nebulização	Vazão máxima de água = 2500 l / h	± 3 %
Manômetro de Bourbon	Pressão do líquido nos pulverizadores	Pressão máxima 7,0 bar	± 1 %
Termopar	Temperatura do líquido no tanque de recircula- ção da torre	Tipo J	± 0,5 °C
Analisador de gases Horiba	Concentração de SO ₂ nos gases contaminados	Modelo ENDA - 1400	± 5 ppm
Analisador de pH	pH da solução absorve- dora	0-14 pH	± 0,5%

Tabela 3.1: Instrumentos de medição da bancada de absorção de SO₂

Para o dimensionamento da bancada experimental foi utilizado como ponto de partida as relações entre altura e diâmetro (h/d) de torre de nebulização encontradas na literatura. A relação h/d adotada foi de 2,5, pois este valor encontra-se entre a relação h/d proposta por Pinilla et al. (1994), cujo valor é 2,0 e a relação h/d 2,8 proposta por Taniguchi et al. (1997). A Figura 3.4 mostra a bancada experimental da torre de nebulização.



Figura 3.4: Bancada experimental da Torre de nebulização

Para a realização da primeira etapa do estudo experimental foi utilizado um dispositivo, cuja função é separar a vazão de água proveniente das gotas da vazão de água proveniente do filme. O dispositivo foi confeccionado de material plástico, com diâmetro de 200 mm, portanto 10 mm inferior ao diâmetro da torre, de altura de 450 mm e foi acoplado a uma mangueira de 1 pol. O dispositivo foi colocado no interior da torre, a fim de promover a coleta da vazão das gotas ao longo do equipamento. A Figura 3.5 apresenta o dispositivo de separação das vazões do filme de líquido e das gotas.



Figura 3.5: Dispositivo de separação das vazões (filme e gotas)

3.2 Metodologia

Para a realização da primeira parte do estudo experimental, que consiste na análise da formação do filme ao longo da parede, foram estabelecidas vazões, que seriam utilizadas na absorção de SO₂. A formação do filme foi analisada introduzindo o dispositivo na torre em diferentes posições, sendo que a primeira medida foi tomada com o dispositivo na parte superior da torre, para coletar a vazão total. As medidas foram iniciadas 20 mm após a saída do gás (160 mm abaixo do topo da torre), no início da formação do filme até a entrada de ar, com um intervalo de 20 mm entre cada ponto. Neste levantamento não foi introduzido ar no interior da torre. As medidas de vazão foram realizadas através de uma balança digital e um cronômetro. As vazões estabeleidas foram: 600 l/h, 900 l/h, 1500 l/h, 1700 l/h e 2000 l/h. Com as medidas foram levantadas curvas da vazão de gotas em função da altura. A segunda parte do estudo experimental foi a absorção de SO₂ em diferentes condições. A primeira variável foi a velocidade do gás, este trabalho utiliza a velocidade do escoamento de gás de entrada variando de 5 m/s até 10 m/s, que corresponde as vazões de 82,1 m³/h, 98,5 m³/h, 114,92 m³/h, 131,3 m³/h, 147,76 m³/h e 164,17 m³/h. Segundo Schmidt e Stichlmair (1991) a faixa comum de velocidade em processos industriais de absorção é de 5 m/s a 20 m/s. A segunda variável é a concentração de entrada de SO₂, que foi de 700ppm, 1000ppm e 1400 ppm. A terceira variável é a vazão de água, esta por sua vez determina a relação líquido/gás. Embora tenha sido pré-determinada as vazões de 600 l/h, 900 l/h, 1500 l/h, 1700 l/h e 2000 l/h, nem todas foram usadas, pois a torre apresentou boa eficiência de absorção com 600 l/h e 900 l/h, desse modo as demais vazões foram descartadas. Sendo assim, para demonstrar a influência da relação L/G, os testes foram realizados com a vazão de 300 l/h. Diante das variáveis descritas foram analisadas 54 diferentes condições para absorção de SO₂.

As concentrações de SO₂ na entrada e na saída da torre foram obtidas através do analisador de gases HORIBA. Para cada medida, referente à concentração de entrada na torre, foi considerado um tempo de resposta de 3 minutos, para a devida estabilização dos valores a serem obtidos. No caso das concentrações na saída do lavador (gás lavado), após o tempo de resposta de 3 minutos, foram obtidos 5 pontos em intervalos de 40 segundos, até a completa estabilização das medidas.

3.3 Cálculo das Vazões de Solução de Absorção

A vazão da solução de absorção depende de dois parâmetros, que são a vazão de ar e a concentração de SO₂ no ar. Para calcular as vazões mínimas da solução de absorção foi utilizada a reação que envolve SO₂ e NaOH:

$$2NaOH + SO_2 \Rightarrow Na_2SO_3 + H_2O$$

Desta forma são necessários 2 moles de NaOH para cada mol de SO₂. Assim foram calculadas as vazões necessárias de NaOH para cada situação. A tabela 3.2 apresenta as vazões da solução de absorção para cada condição de operação.

Vazão						
Ar	SO_2	SO_2	SO_2	SO_2	NaOH	NaOH
(m ³ /h)	(ppm)	(mol/m^3)	(mol/h)	(g/h)	(mol/h)	(g/h)
82,1	700	0,032	2,57	164,20	5,13	205,25
82,1	1000	0,045	3,67	234,57	7,33	293,21
82,1	1400	0,063	5,13	328,40	10,26	410,50
98,5	700	0,032	3,08	197,00	6,16	246,25
98,5	1000	0,045	4,40	281,43	8,79	351,79
98,5	1400	0,063	6,16	394,00	12,31	492,50
114,9	700	0,032	3,59	229,80	7,18	287,25
114,9	1000	0,045	5,13	328,29	10,26	410,36
114,9	1400	0,063	7,18	459,60	14,36	574,50
131,3	700	0,032	4,10	262,60	8,21	328,25
131,3	1000	0,045	5,86	375,14	11,72	468,93
131,3	1400	0,063	8,21	525,20	16,41	656,50
147,8	700	0,032	4,62	295,60	9,24	369,50
147,8	1000	0,045	6,60	422,29	13,20	527,86
147,8	1400	0,063	9,24	591,20	18,48	739,00
164,2	700	0,032	5,13	328,40	10,26	410,50
164,2	1000	0,045	7,33	469,14	14,66	586,43
164,2	1400	0,063	10,26	656,80	20,53	821,00

Tabela 3.2: Vazão da solução de absorção, para cada condição de operação

Capítulo 4

Elaboração do Modelo Matemático para Torre de Nebulização

O modelo matemático proposto simula a operação de transferência de massa em uma torre de nebulização cilíndrica vertical, com gás ascendente em contra-corrente às gotas, as quais são pulverizadas por bicos localizados no topo da torre. O objetivo do modelo é verificar a absorção de SO₂ em água ao longo do equipamento. Para o desenvolvimento do modelo foi utilizado Visual Basic for Aplications (VBA).

O modelo considera homogenia a distribuição das gotas no volume da torre, com diâmetro constante e igual ao diâmetro médio Sauter calculado, movimento vertical das gotas e velocidade constante relativa ao gás. Devido ao impacto de parte das gotas com a parede interna da torre, o modelo considera a formação do filme de líquido. Em relação ao gás, este é considerado em movimento ascendente, com velocidade constante e homogênea.

Para a solução do modelo, a torre foi dividida em "n" secções de comprimento dZ, onde é calculada a taxa de transferência de massa da fase gás para a fase líquida, tanto nas gotas como no filme, considerando as condições locais do soluto na fase gasosa e líquida, bem como as condições de equilíbrio.

O cálculo é iniciado a partir da secção inicial na saída de gás, com as seguintes condições iniciais conhecidas e impostas: vazão de gás, descarga de filme, descarga de gotas, concentração do soluto (SO_2) no gás (saída), concentração do soluto no filme e concentração do soluto nas gotas. São efetuados os balanços de massa do soluto, das gotas e do filme e calculadas as novas concentrações do soluto (SO_2) nas fases, estes serão as condições da próxima secção.

A partir de dados de entrada constantes e variáveis foi desenvolvido o modelo de cálculo. Os dados constantes são: massa específica da água, massa específica do ar, viscosidade da água, viscosidade do ar, tensão superficial da água e difusividade do SO₂ no ar, as propriedades são apresentados na Tabela 4.1. Já os dados de entrada variáveis são: descarga de água, vazão de gás, pressão de água, diâmetro do orifício do bico pulverizador de pressão e concentração de saída de SO₂ no ar, pois o modelo gera a concentração de entrada de SO₂ na torre. A Figura 4.1 apresenta as duas fases da Torre, água e gás (contra-corrente) e a seção dZ. A Figura 4.2 apresenta o fluxograma do modelo matemático da Torre de nebulização.



Figura 4.1: Apresentação da torre de nebulização contra-corrente e a secção dZ.



Figura 4.2: Fluxograma do modelo matemático da Torre de nebulização

A tabela 4.1 apresenta as propriedades das substâncias à temperatura de 30° utilizadas no modelo, como dado de entrada.

Propriedade	Valor
Massa específica Ar (kg/m ³)	1,13
Massa específica Água (kg/m ³)	995,6
Viscosidade Ar (kg/s.m)	1,91E-05
Viscosidade Água (kg/s.m)	8,16E-04
Tensão superficial Água (N/m)	0,073
Difusividade SO ₂ no Ar (m ² /s)	1,19E-05

Tabela 4.1: Propriedades das substâncias

Fonte: Kreith (1977)

A difusividade do SO₂ no ar foi calculada através da teoria de Chapman-Enskog (para gases), de acordo com correlação apresentada a seguir, os dados foram obtidos de Cussler (1997):

$$D_{SO_2/Ar} = \frac{1.86 \times 10^{-3} T^{3/2} (1/M_1 + 1/M_2)^{1/2}}{p \theta_{12} \Omega}$$
(4.1)

Onde $D_{SO2/ar}$ é o coeficiente de difusão de SO_2 no ar , T é a temperatura absoluta em Kelvim, p é a pressão em atmosferas e M_1 e M_2 são os pesos moleculares das substâncias (SO_2 e ar). Já Θ_{12} e Ω são propriedades das substâncias envolvidas, Θ_{12} é o diâmetro médio de colisão, que é calculado através da média aritmética dos diâmetros de colisão das duas substâncias, é dado em Angstrom e Ω é adimensional. As correlações, equações e considerações utilizadas no modelo são apresentadas a seguir.

4.1 Cálculo do Diâmetro de Gota

Para o cálculo do diâmetro de gota Sauter foi utilizada a equação 4.6 apresentada no capítulo 4:

$$DMS = 2,25\sigma_L^{2,25}\mu_L^{0,25} \dot{m}_L^{0,25} \Delta P_L^{-0,5}\rho_{Ar}^{-0,25}$$
(2.26)

Somente para verificação do cálculo do diâmetro de gota foi testada a equação 4.8, como segue:

$$\frac{DMS}{d_o} = 0.14 + \frac{55.9}{We} + \frac{9660}{We^2}$$
(2.28)

O cálculo do diâmetro de gota, a partir das duas correlações, equações 4.6 e 4.8, resultaram em um mesmo valor do diâmetro médio de gota.

4.2 Cálculo da Velocidade Terminal da Gota

Para o cálculo da velocidade da gota (u_{tgota}) foi considerada a velocidade terminal da partícula, para isto foram utilizadas as seguintes equações 4.5 e 4.2:

$$u_{lp} = \left[\frac{4g(\rho_p - \rho)d_p}{3C_D\rho}\right]^{\frac{1}{2}}$$
(2.25)

$$\operatorname{Re} = \frac{d_p u_{tp}}{v}$$
(2.19)

De acordo com o número de Reynolds foi utilizada a correlação de Coeficiente de Arrasto correspondente (Heinohn e Kabel, 1999), como segue:

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_p} (\text{Re}_p < 0.1)$$
 (2.20)

$$C_{D} = \frac{24}{\text{Re}_{p}} \times (1 + 0.0916 \times \text{Re}_{p}) (0.1 < \text{Re}_{p} < 5)$$
(2.21)

$$C_{D} = \frac{24}{\text{Re}_{p}} \times (1 + 0.158 \times \text{Re}_{p}^{2/3}) (5 < \text{Re}_{p} < 1000)$$
(2.22)

4.3 Cálculo do Coeficiente de Transferência de Massa

O cálculo do coeficiente de transferência de massa das gotas (km_{gota}) foi realizada a partir da equação 2.8:

$$Sh = 2,0 + c \operatorname{Re}^{1/2} Sc^{1/3}$$
(2.8)

Neste caso o km_{gota} é constante, pois a velocidade utilizada é constante, já que a velocidde utilizada é a velocidade terminal da gota, que por sua vez é função do diâmetro de gota, que neste caso é considerado o diâmetro médio calculado (diâmetro Sauter), que também é constante, pois não foi considerado a coalescência entre as gotas. Embora, a vazão das gotas varie ao longo do equipamento, esta variação é proveniente da colisão das gotas com a parede do equipamento, desse modo esta variação não influência a velocidade da gota. Para o cálculo do coeficiente de transferência de massa no filme (km_{filme}) foi utilizada a equação 3.3:

$$Sh = 0.023 \operatorname{Re}^{0.83} Sc^{1/3}$$
 (2.4)

No caso do filme de líquido o coeficiente de transferência de massa varia ao longo da altura do equipamento, devido ao aumento da descarga de líquido, que por sua vez altera a velocidade do filme. O cálculo da velocidade do filme será esclarecido mais adiante.

Os coeficientes de transferência de massa calculados, tanto das gotas quanto do filme, se referem à fase gasosa. Esta é a fase que controla o processo de transferência.

4.4 Cálculo da Área Interfacial das Gotas

A área interfacial é calculada a partir da descarga das gotas (m_{gota}) , que varia ao longo do equipamento, devido a formação do filme. É necessário calcular o tempo de residência (Tr), tempo de contato entre as gotas e o gás, para o cálculo da massa de uma gota (m_{gota}) , cálculo do número de gotas na descarga (n_{gota}) e por fim o cálculo da área interfacial das gotas (A_{gota}) .

$$Tr = \frac{dZ}{u_{tgota} - u_{gás}} \tag{4.1}$$

$$m_{gota} = \left(\frac{d_{gota}}{2}\right)^3 \times \pi \times \frac{4}{3} \times \rho_L$$
(4.2)

$$n_{gota} = \frac{Tr \times m_{gota}}{m_{gota}}$$
(4.3)

$$A_{gota} = n_{gota} \times 4 \times \pi \times \left(\frac{d_{gota}}{2}\right)^2$$
(4.4)

4.5 Cálculo da Concentração de SO₂ na Interface Gás-Líquido

A concentração inicial de SO₂ na fase líquida, primeiro ponto, foi considerada zero ($x_L=0$). Para os demais pontos foi considerada a concentração da interface da fase líquida igual à concentração no seio da fase líquida, assim $x_L=x_i$. A concentração de SO₂ na interface é calculada da mesma maneira tanto para as gotas quanto para o filme de líquido.

No caso das gotas a concentração na interface é calculada seguindo as seguintes etapas:

• cálculo da concentração de SO₂ na água em mol/kg:

$$C_{SO_2 \acute{a}gua} = \frac{W_{gota}}{m_{gota}}$$
(4.5)

• cálculo da fração molar de SO₂ na fase líquida:

$$x_L = \frac{C_{SO_2 \acute{a}gua}}{55,56}$$
(4.6)

cálculo da fração molar de SO₂ na fase gás, é realizado a partir da fração molar na fase líquida, através da curva de equilíbrio, apresentada no capítulo 3 (Figura 3.2) é encontrada a fração molar na fase gás, cujo valor é transformado para concentração em mol/m³. A concentração de SO₂ na interface (gás) que é calculada em cada secção é utilizada como dado da concentração da interface da próxima secção.

De maneira similar é calculada a concentração de SO_2 na interface para o filme de líquido, entretanto utilizando a descarga de filme de líquido e a transferência de massa total realizada no filme de líquido.

4.6 Cálculo da Taxa Molar de Transferência de Massa nas Gotas

O cálculo da taxa molar de transferência de massa nas gotas (mol/s) foi realizado da seguinte maneira:

$$W_{gota} = km_{gota} \times \left(C_{SO_2Ar} - C_{SO_2i}\right) \times A_{gota}$$

$$(4.7)$$

No cálculo da primeira seção foi considerada a concentração da interface (gás) igual a zero, pois é considerado que na fase líquida não exista SO₂. É calculada a taxa molar de transferência de massa de gotas total, sendo que esta é o somatório das transferências das seções anteriores.

4.7 Cálculo da Velocidade do Filme de Líquido

A velocidade do filme de líquido é necessária para o cálculo da taxa molar de transferência de massa, para isto foi utilizada a teoria de Nusselt (Hewitt, 1994) assim temos:

$$\tau dz = (\rho_L - \rho)g(\delta - y)dz \tag{4.8}$$

Onde, τ é a tensão de cisalhamento, δ é a espessura do filme, y é a distância da parede e z é a altura.

No caso da torre de nebulização foi acrescentada a quantidade de movimento das gotas que aderem ao filme, assim:

$$\tau . dz = (\rho_L - \rho)g(\delta - y)dz + \dot{M} u_{tgota}dz$$
(4.9)

Onde, M é o fluxo de gotas que atinge o filme (kg/sm²), u_t é a velocidade terminal da gota. Sendo que, τ pode ser expresso por:

$$\tau = \mu_L \frac{du}{dy} \tag{4.10}$$

A velocidade da interface é determinada com y= δ , desse modo temos:

$$u = \frac{(\rho_L - \rho)g}{\mu_L} \times \frac{\delta^2}{2} + \frac{M u_{tgota}}{\mu_L} \delta$$
(4.11)

A espessura do filme pode ser relacionada ao parâmetro Γ , que é a descarga do filme por perímetro (kg/s.m):

.

$$\Gamma = \rho L \bar{u} \delta = \frac{\rho_L (\rho_L - \rho)g}{\mu_L} \times \frac{\delta^3}{3}$$
(4.12)

Sendo que, *u* é a velocidade média do filme.

A descarga do filme ao longo do equipamento foi calculada a partir do estudo experimental do filme de líquido apresentado no capítulo 8, pelas figuras 8.17 e 8.18, onde são apresentadas as curvas experimentais da vazão das gotas em função da altura do equipamento. Onde subtraindo da descarga total a descarga de gotas, é encontrada a descarga do filme em cada ponto. A velocidade do filme pode ser calculada, primeiramente, determinado δ através da equação:

$$\Gamma = \frac{\rho_L (\rho_L - \rho)g}{\mu_L} \times \frac{\delta^3}{3} + \frac{\rho_L M u_{tgota}}{\mu_L} \times \frac{\delta^2}{2}$$
(4.13)

•

E assim pode-se calcular a velocidade do filme ao longo do equipamento:

$$u_{f} = \frac{(\rho_{L} - \rho)g}{\mu_{L}} \times \frac{\delta^{2}}{2} + \frac{\dot{M} u_{tgota}}{\mu_{L}} \times \delta$$
(4.14)

4.8 Cálculo da Taxa Molar de Transferência de Massa no Filme de Líquido

Para o filme de líquido a taxa molar de transferência de massa é calculada da seguinte maneira:

$$W_{filme} = km_{filme} \times \left(C_{SO_2Ar} - C_{SO_2I}\right) \times A_{filme}$$
(4.15)

Como já foi mencionado o km_{filme} varia em função da velocidade do filme (ao longo do equipamento), já a área interfacial do filme é constante, pois foi considerada a área interna da tor-
re, visto que a espessura do filme é muito pequena. É calculada a taxa molar de transferência de massa total no filme através do somatório das seções anteriores.

As curvas experimentais para a formação do filme de líquido foram obtidas em diferentes vazões de água e com os mesmos bicos pulverizadores utilizados nos testes de absorção. Uma descrição detalhada é apresentada no capítulo 4, e seus resultados são apresentados no capítulo 6.

Após a formação do filme de líquido foi considerado no modelo, tanto para as gotas como para o filme de líquido, que esta parte da descarga de gotas, que se transforma em filme, possui concentração de SO_2 correspondente à secção, e não somente aumento da descarga de água no filme de líquido e diminuição da descarga de água das gotas.

4.9 Cálculo da Concentração de SO₂ no ar

A concentração de SO_2 no ar é calculada a partir da taxa molar de transferência de massa total, que é o somatório da transferência de massa total nas gotas e a transferência de massa total no filme. Dividindo a transferência total pela vazão de gás se obtém a concentração de SO_2 no ar em mol./m³.

Capítulo 5

Análise dos Resultados

Os resultados experimentais e suas análises são divididos em duas etapas, são elas a absorção de SO₂ e a análise da formação do filme de líquido ao longo do equipamento.

5.1 Apresentação e Análise dos Resultados de Absorção de SO₂

Para cada condição de operação foram realizadas 5 medidas, como já descrito no capítulo 6. De acordo com a metodologia aplicada durante os experimentos, após o quinto ponto de cada condição de operação, que representa 5 minutos e 40 segundos, a concentração de SO_2 no ar na saída da torre permaneceu constante. Desse modo a eficiência de absorção para cada condição foi calculada em relação ao quinto ponto, que representa a completa estabilização do sistema (concentração de SO_2 constante). Os demais pontos, bem como as curvas de concentração em função do tempo são apresentadas no Apêndice A. Os resultados são mostrados nas Tabelas 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6.

	700 ppm SO ₂		1000 ppm SO ₂			1400 ppm SO ₂			
Água (l/h)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)
300	705	136	80,71	1030	237	76,99	1430	368	74,27
600	640	28	95,63	1000	37	96,30	1380	47	96,59
900	660	29	95,61	1001	37	96,30	1380	50	96,38

Tabela 5.1: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 82,1 m³/h.

	700 ppm SO ₂		1000 ppm SO ₂			1400 ppm SO ₂			
Água (l/h)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)
300	780	193	75,26	1038	270	73,99	1460	429	70,62
600	630	35	94,44	895	46	94,86	1300	93	92,85
900	610	33	94,59	910	40	95,60	1280	46	96,41

Tabela 5.2: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 98,5 m³/h.

Tabela 5.3: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 114,9 m³/h

	700 ppm SO ₂			1000 ppm SO ₂			1400 ppm SO ₂		
Água (l/h)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)
300	660	156	76,36	1060	309	70,85	1440	449	68,82
600	758	42	94,46	1050	66	93,71	1360	89	93,46
900	700	38	94,57	1033	42	95,93	1380	45	96,74

Tabela 5.4: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 131,3 m³/h

	700 ppm SO ₂		1000 ppm SO ₂			1400 ppm SO ₂			
Água (l/h)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)
300	767	228	70,27	1040	338	67,50	1420	482	66,06
600	736	54	92,66	1030	77	92,52	1450	135	90,69
900	710	38	94,65	1025	45	95,61	1420	57	95,99

Tabela 5.5: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 147,8 m³/h

	700 ppm SO ₂		1000 ppm SO ₂			1400 ppm SO ₂			
Água (l/h)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)
300	705	224	68,23	1030	358	65,24	1400	555	60,36
600	695	66	90,50	1014	98	90,33	1420	161	88,66
900	698	36	94,84	1012	52	94,86	1400	56	96,00

	700 ppm SO ₂		1000 ppm SO ₂			1400 ppm SO ₂			
Água (l/h)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)	Entrada	Saída	Efic (%)
300	776	290	62,63	1080	436	59,63	1420	551	61,20
600	736	144	80,43	1060	277	73,87	1400	365	73,93
900	730	46	93,70	1060	82	92,26	1430	83	94,19

Tabela 5.6: Resultados experimentais realizados para vazão de gás de 164,2 m³/h

A partir dos resultados apresentados foram levantadas as curvas de eficiência em função do tempo de residência do gás, que é o tempo de permanência do gás dentro da torre. O tempo de residência é função da altura útil da torre e da velocidade do gás, portanto:

$$Tr_{g\acute{a}s} = \frac{Z_{torre}}{u_{g\acute{a}s}}$$
(5.1)

Onde, Z_{torre} é a altura útil da torre e $u_{gás}$ é a velocidade do gás. Considerando, área interna da torre 0,0346 m (diâmetro 0,21 m) e altura útil 0,43 m, o tempo de residência do gás é apresentado na Tabela 5.7, para as vazões de gás correspondentes.

Vazão _{gás}		
(m ³ /h)	u _{gás} (m/s)	$Tr_{g\acute{a}s}\left(s ight)$
82,1	0,66	0,65
98,5	0,79	0,54
114,9	0,92	0,47
131,3	1,05	0,41
147,8	1,19	0,36
164,2	1,32	0,33

Tabela 5.7: Tempo de residência para as vazões de gás utilizadas

As Figuras 5.1, 5.2 e 5.3 apresentam a eficiência (%) de absorção da torre de nebulização em função do tempo de residência do gás (s) para vazões de água 300 l/h, 600 l/h e 900 l/h.



Figura 5.1: Eficiência em função do tempo de residência para vazão de 300 l/h.



Figura 5.2: Eficiência em função do tempo de residência para vazão de 600 l/h.



Figura 5.3: Eficiência em função do tempo de residência para vazão de 900 l/h.

O tempo de residência do gás apresentou maior influência na Figura 5.1, onde a vazão de água é menor (300 l/h), quanto maior o tempo de residência, maior foi a eficiência constatada. Na Figura 5.2 a influencia é verificada apenas até o tempo de residência de 0,5 s, pois adiante a curva se mantém praticamente constante. Já na Figura 5.3, que apresenta a maior vazão (900 l/h), o tempo de residência apenas influenciou o primeiro trecho da curva, onde se encontra o menor tempo de residência (0,33s), o restante da curva praticamente permanece constante. Além disso, a concentração de SO₂ mostrou influência significante apenas na Figura 5.1, com menor vazão.

As Figuras 5.4, 5.5 e 5.6 apresentam a eficiência (%) da torre de nebulização em função do tempo de residência (s) para concentração de entrada de SO₂ de 700 ppm, 100 ppm e 1400 ppm.



Figura 5.4: Eficiência em função do tempo de residência para 700 ppm de SO₂



Figura 5.5: Eficiência em função do tempo de residência para 1000 ppm de SO₂.



Figura 5.6: Eficiência em função do tempo de residência para 1400 ppm de SO₂.

Cada uma das Figuras 5.4, 5.5 e 5.6 apresenta as curvas para uma mesma concentração de SO₂, e nestes casos também nota-se a influência do tempo de residência quanto menor for a vazão de água.

A partir das condições de operação foi calculada a relação líquido/gás (L/G), descritas na Tabela 5.8.

	Vazão Água	Vazão Água	Vazão Água
	300 l/h	6001/h	9001/h
Gás (m ³ /h)	L/G (l/m ³)	L/G (l/m ³)	L/G (l/m ³)
82,1	3,65	7,31	10,96
98,5	3,05	6,09	9,13
114,9	2,61	5,22	7,83
131,3	2,28	4,56	6,85
147,8	2,03	4,06	6,09
164,2	1,83	3,65	5,48

Tabela 5.8: Relação L/G (l/m³) para as condições de operação.

Com esses dados foram levantadas as curvas de eficiência em função da relação líquido/gás (L/G). As Figuras 5.7, 5.8 e 5.9 apresentam a eficiência em função da relação líquido/gás (L/G), para vazões de água de 300 l/h, 600 l/h e 900 l/h.



Figura 5.7: Eficiência em função da relação L/G, para vazão de água de 300 l/h.



Figura 5.8: Eficiência em função da relação L/G, para vazão de água de 600 l/h.



Figura 5.9: Eficiência em função da relação L/G, para vazão de água de 900 l/h.

As Figuras 5.7, 5.8 e 5.9 mostram que a eficiência praticamente se mantém constante em relações L/G acima de 6 l/m³, de 94% a 96%, abaixo deste valor a eficiência de absorção se apresentou entre 60% e 93%. Pode ser verificada a influência da concentração de SO₂, na eficiência de absorção até relação L/G de 4 l/m³.

As Figuras 5.10 a 5.15 apresentam a eficiência em função da relação líquido/gás (L/G), para tempo de residência do gás determinado.



Figura 5.10: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,66 s.



Figura 5.11: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,54 s.



Figura 5.12: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,47 s.



Figura 5.13: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,41 s.



Figura 5.14: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,36 s.



Figura 5.15: Eficiência em função da relação L/G, para tempo de residência de 0,33 s.

As Figuras 5.10, 5.11, 5.12, 5.13, 5.14 e 5.15 mostram a eficiência em função da relação L/G para cada tempo de residência. Os gráficos apresentam praticamente o mesmo comportamento. Apenas a Figura 5.15, com o menor tempo de residência (0,33s), mostra influência da relação L/G na eficiência ao longo da curva, já nas demais Figuras a partir de 5 l/m³ pode-se verificar a tendência constante da eficiência.

A Figura 5.16 mostra a eficiência em função da relação líquido/gás (L/G), para todas as condições já descritas.



Figura 5.16: Eficiência em função da relação L/G, para todas as condições de operação.

Através da Figura 5.16 pode ser verificada a forte influência da relação L/G na eficiência de absorção, abaixo de 5 l/m³ a diminuição na eficiência ocorre de maneira acentuada.

5.2 Análise da Formação de Filme de Líquido

Para analisar a formação do filme foi coletada a vazão das gotas ao longo do equipamento. A Figura 5.17 mostra a redução da vazão das gotas, devido a formação do filme, para vazão de 600 l/h.



Figura 5.17: Vazão das gotas em função da altura do equipamento.

A figura 5.17 mostra a diminuição da vazão das gotas ao longo do equipamento. A vazão total medida foi de 645 l/h, e o último ponto medido foi 182,5 l/h, desta maneira apenas 28% da vazão total continuou na forma de gotas.

A Figura 5.18 mostra a redução da vazão das gotas, devido a formação do filme, para vazão de 900 l/h.



Figura 5.18: Vazão das gotas em função da altura do equipamento.

A Figura 5.18 mostra a diminuição da vazão das gotas ao longo do equipamento. A vazão total medida foi de 911 l/h, e o último ponto medido foi 277,5 l/h, desta maneira apenas 30% da vazão total continuou na forma de gotas. Nas duas situações apresentadas as porcentagens da descarga final das gotas são próximas.

Capítulo 6

Análise do Modelo Matemático

Além dos resultados experimentais, será discutido o modelo de simulação da torre de nebulização. O modelo será então comparado a alguns dados experimentais para que possa ser avaliado. Todas as simulações apresentadas foram realizadas com dZ de 1 mm.

6.1 Análise do Diâmetro de Gota

O primeiro parâmetro a ser analisado no modelo é o diâmetro de gota. Para as seguintes condições, vazão de água 645 l/h, vazão de ar 82,1 m³/h, 1000 ppm de SO₂ no ar na entrada da torre e o diâmetro de gota calculado de 0,27 mm, através das equações 2.26 e 2.28. Para avaliar a influência do diâmetro de gota no modelo, o diâmetro de gota foi introduzido como parâmetro, mantendo as outras condições constantes. As condições analisadas correspondem a 37 ppm de SO₂ no ar na saída da torre no estudo experimental. A figura 6.1 apresenta a simulação para as condições descritas.



Figura 6.1: Simulação da fração molar de SO₂, para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1 m³/h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,27 mm.

A Figura 6.1 mostra que a absorção ocorre logo no início da torre, nos primeiros 55 mm, pois após este trecho a curva permanece constante. Este fato é conseqüência do diâmetro de gota, que gerou uma área interfacial muito grande, fazendo com que a transferência de massa logo no início fosse muito alta, promovendo alta concentração na interface, próxima a concentração de SO₂ no ar, dessa forma a taxa de transferência é praticamente cessada, pois a diferença de concentração é muito pequena, próximo ao equilíbrio e a concentração de SO₂ no ar permanece constante.

A Figura 6.2 apresenta outra simulação, mas neste caso com alteração do diâmetro de gota (0,4 mm), para que assim possa ser verificada sua influência no modelo.



Figura 6.2: Simulação da fração molar de SO₂, para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1 m³/h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,4 mm.

A Figura 6.2 mostra um deslocamento da curva para direita, isto é conseqüência do aumento do diâmetro, provocando redução na área interfacial calculada das gotas.

A Figura 6.3 apresenta uma simulação com diâmetro de gota ainda maior, neste caso (0,5 mm).



Figura 6.3: Simulação da fração molar de SO₂, para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1 m³/h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,5 mm.

A Figura 6.3 apresenta a taxa de transferência de massa acentuada no começo da curva, mas não mostra a estabilidade da transferência ao longo da mesma. Isto é conseqüência do aumento do diâmetro e redução na área de transferência. Embora a concentração da interface ainda esteja abaixo da concentração de SO₂ no ar, a diferença é pequena e a transferência de massa segue baixa.

Os dados de saída do modelo são apresentados na Tabela 6.1, para vazão de água 650 l/h, vazão ar 82,1 m³/h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,27 mm, 0,4 mm e 0,5 mm. Estes valores correspondem a 1000 ppm de SO₂ no ar na entrada da torre.

	Dgota 0,27mm	Dgota 0,4mm (as-	Dgota 0,5mm (as-
	(calculado)	sumido)	sumido)
Tr total (s)	1,3	0,47	0,32
u _{tgota} (m/s)	1,00	1,58	2,01
Re	16,00	38	59,80
km _{gota} (m/s)	0,298	0,256	0,237
u _{gás} (m/s)	0,67	0,67	0,67
SO ₂ Entrada (ppm)	159	157	149
SO ₂ Saída (ppm)	37	37	37

Tabela 6.1: Dados de saída para diâmetros de gota 0,27mm, 0,4mm e 0,5mm.

A Tabela 6.1 mostra a influência do diâmetro de gota e da velocidade da gota no resultado final da simulação. Para a condição de operação experimental simulada, a concentração de entrada de SO₂ foi 1000 ppm, mas o modelo calculou valores muito mais baixos. As variáveis que influenciam diretamente o modelo são: diâmetro de gota e a velocidade terminal da gota. O diâmetro de gota influencia a absorção de SO₂, pois ele define a área interfacial de absorção, quanto maior diâmetro menor é a área interfacial. Por outro lado também influência no cálculo da velocidade terminal, quanto maior diâmetro, maior será a velocidade terminal da gota, e influência no coeficiente de transferência de massa. Pode ser verificado quanto maior o diâmetro de da gota menor é o coeficiente de transferência de massa. A influência da velocidade da gota é constatada no tempo de residência, pois quanto maior a velocidade, menor é o tempo de contato entre as duas fases, reduzindo a transferência total. Isto mostra a importância do cálculo do diâmetro de gota, pois este exerce influência em vários parâmetros de estudo.

Para analisar a influência da vazão de água na operação de absorção, a Figura 6.4 mostra a curva para vazão de água 911 l/h, vazão ar 82,1 m³/h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,5 mm.



Figura 6.4: Simulação da fração molar de SO₂, para vazão de água 911 l/h, vazão ar 82,1 m³/h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,5 mm.

A Figura 6.4 mostra a influência da vazão de água na absorção, pois comparando este caso com a simulação da figura 6.3, houve aumento da concentração de entrada de SO_2 no ar calculada. Os dados de saída do modelo para esta condição são apresentados na Tabela 6.2.

	Vazão Água 645	Vazão Água 911
	l/h	l/h
Tr total (s)	0,32	0,32
u _{tgota} (m/s)	2,01	2,01
Re	59,80	59,80
km _{gota} (m/s)	0,237	0,237
$u_{gás}$ (m/s)	0,671	0,671
SO ₂ Entrada (ppm)	149	230
SO ₂ Saída (ppm)	37	37

Tabela 6.2: Dados de saída, vazão ar 82,1 m³/h, concentração de saída 37 ppm e diâmetro de gota 0,5 mm.

A Tabela 6.2 mostra o aumento da concentração de entrada, devido ao aumento na vazão de água, pois para as mesmas condições, mas com vazão de água de 645 l/h, a concentração de entrada é de 149 ppm. Mantendo o diâmetro de gota constante e aumentando a vazão de água se obtém maior área interfacial, de acordo com as equações 4.3 e 4.4, pois maior quanto maior vazão de água, maior é o número de gotas e consequentemente maior é a área interfacial, portanto maior é a taxa de transferência de massa. Nas duas situações apresentadas na tabela, as concentrações de entrada e saída de SO₂ experimentais são 1000 ppm e 37 ppm respectivamente.

6.2 Análise da Influência da Vazão de Ar

Para demonstrar a influência da vazão de ar, as Figuras 6.5, 6.6 e 6.7 foram geradas com vazão de água 645 l/h, concentração de SO_2 no ar na saída da torre de 37 ppm e diâmetro de gota 0,5 mm, para diferentes vazões de ar. A simulação gera a concentração de SO_2 na entrada da torre.



Figura 6.5: Simulação da vazão de água 645 l/h, concentração de saída 37 ppm, diâmetro de gota 0,5 mm e vazão de ar de 114,9 m³/h.



Figura 6.6: Simulação da vazão de água 645 l/h, concentração de saída 37 ppm, diâmetro de gota 0,5 mm e vazão de ar de 147,8 m³/h.



Figura 6.7: Simulação da Vazão de água 645 l/h, concentração de saída 37 ppm, diâmetro de gota 0,5 mm e vazão de ar de 164,2 m³/h.

As Figuras 6.5, 6.6 e 6.7 mostram a influência da vazão de ar na simulação, pois quanto maior a vazão de ar, maior é velocidade do ar e assim menor será o tempo de contato entre as duas fases. Para vazão de ar de 114,9 m³/h a concentração de entrada de SO₂ no ar calculada pelo modelo foi de 113 ppm, para 147,8 m³/h a concentração de entrada de SO₂ no ar calculada pelo modelo foi 88 ppm e para 164,2 m³/h a concentração de entrada de SO₂ no ar calculada pelo modelo foi 88 ppm e para 164,2 m³/h a concentração de entrada de SO₂ no ar calculada pelo modelo foi 80 ppm.

6.3 Análise do Filme de Líquido

Em todas as situações analisadas a absorção no filme se apresentou menos importância do que a absorção nas gotas. A Tabela 6.3 mostra os dados da gota e do filme de líquido.

Tabela 6.3: Dados do filme de líquido e das gotas, para vazão de água 645 l/h, vazão ar 82,1 m³/h, diâmetro de gota 0,5 mm.

	Filme	Gota	Observações
Velocidade mínima (m/s)	0,59	2,01	Velocidade da gota constante
Velocidade máxima (m/s)	2,00	2,01	Velocidade da gota constante
Km mínimo (m/s)	0,0062	0,237	Km gota constante
Km máximo (m/s)	0,012	0,237	Km gota constante
Área mínima (m ²)	0,00065	0,00048	Área filme constante
Área máxima (m²)	0,00065	0,0016	Área filme constante

A Tabela 6.3 mostra que os valores da área interfacial do filme e o coeficiente de transferência de massa do filme são menores quando comparado ao das gotas, é importante ressaltar que a maior absorção ocorre na parte superior da torre, quando a área interfacial das gotas é maior, e ainda não há formação do filme. Entretanto o levantamento do filme de líquido foi importante, pois representa a diminuição na vazão das gotas e, portanto a verificação da redução da área interfacial das gotas ao longo do equipamento.

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões para próximos Trabalhos

O estudo experimental da absorção de SO₂ na torre de nebulização mostrou a influência das variáveis: tempo de residência do gás, vazão de líquido, concentração de SO₂ na entrada e relação L/G (vazão de líquido em relação à vazão de gás), na eficiência do equipamento. A vazão de líquido demonstrou ter grande influência na eficiência de absorção, pois quanto maior vazão de líquido, maior será a área interfacial, portanto maior absorção. No entanto a influência da vazão de líquido na eficiência de absorção demonstrou ter limite, pois os resultados mostraram, que a eficiência se mantém praticamente constante (da ordem de 95%) em relações L/G acima de 6 l/m³. Este fato pode ser explicado através da maior coalescência das gotas, pois sua intensidade deve aumentar quanto maior for a vazão de líquido, fazendo com que a área interfacial não aumente. A coalescência das gotas diminui a quantidade de gotas, assim reduz a área interfacial em relação ao volume de líquido, pois aumenta o diâmetro médio das gotas. Em relações L/G abaixo do correspondente ao limite máximo de eficiência, foi demonstrada experimentalmente a influência do com que residência e a concentração de SO₂ na entrada.

Através dos experimentos realizados foi notado que com a configuração atual da torre sua eficiência atingiu seu limite máximo, sendo assim para alcançarmos eficiências de absorção superiores seriam necessárias modificações do equipamento, como mudança na disposição dos bicos pulverizadores, bem como a troca dos mesmos.

O aumento da vazão de líquido também diminui a concentração do soluto na fase líquida, diminuindo a concentração de equilíbrio na interface, aumentando, portanto, a força motriz para a transferência de massa, que é a diferença de concentração da fase gás, pois esta é a fase controladora do processo de transferência de massa.

O estudo do filme de líquido foi importante para determinar a vazão das gotas ao longo do equipamento e analisar a formação do filme de líquido. Entretanto o resultado final foi surpreendente, pois revela que grande parte da vazão das gotas se transforma em filme de líquido através da colisão com a parede do equipamento, pois apenas cerca de 30% da vazão total, que inicialmente eram gotas, chegaram na forma de gotas, na parte inferior da torre (diâmetro de 210 mm). Embora o filme de líquido apresente coeficiente de transferência de massa e área interfacial inferiores ao das gotas, sua análise foi importante, pois a formação do filme diminui a descarga de gotas gradativamente. O filme de líquido também foi importante para calcular a descarga das gotas e do filme para a elaboração do modelo.

O modelo da torre de nebulização foi elaborado com correlações clássicas disponíveis na literatura. Embora o modelo não consiga simular os dados experimentais, sua elaboração foi muito importante para o melhor entendimento do processo e análise de suas variáveis. Através do modelo foi possível constatar que a zona principal de absorção se encontra logo abaixo dos pulverizadores e também a grande influência do diâmetro de gota e da velocidade da gota.

O diâmetro de gota exerce grande influência na área interfacial das gotas, que por sua vez é um parâmetro muito importante para transferência de massa. Além disso, também influencia na velocidade terminal da gota e no coeficiente de transferência de massa. O diâmetro de gota utilizado no modelo foi o diâmetro médio Sauter, mas diante do exposto, nota-se a necessidade de uma análise mais profunda do processo de formação das gotas, bem como da distribuição do diâmetro de gota. Outro ponto importante é a coalescência das gotas, que no modelo não foi considerado, mas diante da importância da área interfacial, a coalescência deve ser analisada.

No caso da velocidade da gota, sua influência aparece no tempo de residência da gota e no coeficiente de transferência de massa. No caso do coeficiente de transferência de massa, quanto maior a velocidade, maior será o coeficiente, mas para o tempo de residência ocorre o oposto. Com isso é necessário analisar a trajetória da gota, a fim de verificar se a gota atinge sua velocidade terminal antes de chegar à zona principal de absorção. Sendo assim, é necessário estudar o tempo de relaxação (tempo para alcançar a velocidade terminal) e a trajetória da gota, já que esta é consideravelmente menor que a velocidade de saída do líquido nos bicos pulverizadores.

Sugestões para Trabalhos Futuros

Este trabalho identificou possibilidades de novos estudos, assim segue sugestões para trabalhos futuros:

- Análise e distribuição do diâmetro de gota
- Estudo da velocidade terminal da gota
- Análise da trajetória da partícula
- Análise do tempo de relaxação
- Estudo sobre a coalescência e quebras das gotas
- Estudo sobre a disposição dos bicos pulverizadores, a fim de evitar grande coalescência das gotas.

Referências Bibliográficas

- Akbar, M. K., Ghiaasiaan, S. M. Modeling the Gas Absorption in a Sprays Scrubber with Dissolving Reactive particles. *Chemical Engineering Science*, v.59, pp.967-976, 2004.
- Baumbach, G. Air Quality Control. Berlim: Springer, 1996, 385 p.
- Beenackers, A., Swaaij, V. Mass Transfer in Gas-Liquid Slurry Reactors. *Chemical Engineering Science*, v.48, (18), pp. 3109-3139, 1993.
- Brogren, C., Karlsson, H. T. A model for prediction of Limestone Dissolution in Wet Flue Gas Desulfurization Applications. *Ind. Chen. Eng. Res.*, v.36, pp.3889-3897, 1997.
- Brogren, C., Karlsson, H.T. Modeling the Absorption of SO₂ in a Spray Scrubber Using the Penetration Theory. *Chemical Engineering Science*, v.52, (18), pp.3085-3099, 1997.
- Buonicore, A. J., Davis, W. T. Air Pollution Engineering Manual. New York: Van Nostrand Reinhold, 1996, 918 p.
- Cooper, C. D., Alley, F. C. Air pollution Control: a Design Approach. Waveland: Prospects Heights, 1994, 694 p.
- Cremasco, A. C. *Fundamentos da Transferência de Massa*. Campinas: Editora da Unicamp, 2002, 729 p.
- Cussler, E. L. Diffusion. New York: Cambridge University Press, 1997.

- Datta, A., Som, S. K. Numerical Prediction of Air Core Diameter coefficient of Discharge and Spray Cone Angle of a Swirl Spray Pressure Nozzle. *Heat and Fluid Flow*, v.21, pp.412-419, 2000.
- De Nevers, N. Air Pollution Control Engineering. New York: McGraw Hill, 1995, 576 p.
- Dimicoli, A., Di Serio, M., Santacesaria, E. Mass Transfer and Kinetics in Spray-Tower-Loop Absorbers and Reactors. *Ind.Eng.Chem.Res.*, v.39, pp.4082-4093, 2000.
- Eden, D., Luckas, M. A Heat and Mass Transfer Model for the Simulation of the Wet limestone Flue Gas Scrubbing Process. *Chem.Eng.Technol.*, v.21, pp.56-58, 1998.
- Foust, A. S.; Wenzel, L. A.; Clump, C. W.; Maus, L.; Andersen, L. B. Princípios das operações unitárias. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982. 670 p.
- Fox, R. W., McDonald, A. T. *Introdução a Mecânica dos Fluidos*. Rio de Janeiro: LTC, 1998, 504 p.
- Golesworthy, T. Flue Gas Cleaning Review: Part 3. *Filtration and Separation*, v.14, pp.162-165, 1999.
- Heinsohn, R. J., Kabel, R. L. Sources and Control of Air pollution. New Jersey: Prentice Hall, 1999, 696 p.
- Henry, J. G., Heinke, G. W. *Environmental Science and Engineering*. New Jersey: Prentice-Hall, 1996, 778 p.
- Hewitt, G. F. Process Heat Transfer. Boca Raton: CRC Press, 1994, 685 p.
- Hsu, C., Shih, S. Simulation of SO₂ Absorption by Falling Water Drops. *The Canadian Journal* of Chemical Engineering, .72, pp.256-261, 1994.
- Kiil, S., Michehelsen; M. L., Dam-Johansen, K. Two Experimental Investigation and Modeling of a Wet Flue Gas Desulfurization Pilot Plant. *Ind.Eng.Chem.Res.*, v.37, pp.2792-2806, 1998.
- Kreith, F. Princípios da Transmissão de Calor. São Paulo: Edgard Blucher, 1977, 550 p.

- Krissmann, M., Siddiqir, M. A., Lucas, K. Thermodynamics of SO₂ Absorption in Aqueous Solution. *Chem.Eng.Technol.*, v.21, (8), pp.641-644, 1998.
- Lancia, A., Musmarra, D., Pepe, F. Modeling of Absorption into Limestone Suspensions. *Ind.Eng.Chem.Res.*, v.36, pp.197-203, 1997.
- Lancia, A., Musmarra, F., Pepe, F., Volppolicelli, G. SO₂ Absorption in a Bubbling Reactor Using limestone Suspensions. *Chemical Engineering Science*, v.49, (24A), pp.4523-4532, 1994.
- Lefebvre, A. H. *Atomization and Sprays*. New York: Hemisphere publishing Corporation, 1989, 421 p.
- Marshall Jr., W. R. *Atomization and Spray Drying*. New York: American Institute of Chemical Engineers, 1954, 121 p.
- Meikap, B. C., Kundu, G., Biswas, M. N. Modeling of a Novel Multi-Stage Bubble column Scrubber for Flue Gas Dsulfurization. *Chemical Engineering Journal*, v.86, pp.331-342, 2002.
- Meyer, M., Hendou, M., Prevost, M. Simultaneous Heat and Mass Transfer Model for Spray Tower Design: Application on VOCs Removal. *Computers. Chem. Eng.*, v.19, pp.277-282, 1995.
- Michalski, J. A. Aerodynamic Characteristics of FGD Spray Towers. *Chem.Eng.Technol.*, v.20, (2), pp.108-117, 1997.
- Michalski, J. A. Aerodynamic Characteristics of Flue Gas Desulfurization Spray Towers-Polydispersity Consideration. *Ind.Eng.Chem.Res.*, v.39, pp.3314-3324, 2000.
- Michalski, J. A. Sulfur Dioxide in Aqueous Solutions of Calcium or Magnesium Sulphites. *Chem.Eng.Technol.*, v.23, (6), pp.521-525, 2000.
- Michalski, J. A. The Influence of Aerodynamic Characteristics on Mass Exchange Efficiency in FGD Scrubbers. *Chem.Eng.Technol.*, v.20, (4), pp.343-351, 1999.

- Michalski, J. A. Vertical Motion of Spherical Particles. *Chem.Eng.Technol.*, v.18, pp.434-439, 1995.
- Mycock, J. C.; Mckenna, J. D.; Theodore, L. *Handbook of air pollution control engineering and technology*. Boca Raton: CRC Press, 1995, Cap.9, Absorption, pp149-171.
- Panich, S. Air Pollution Source Control. *Resources, Conservation and Recycling*, v.16, pp.71-76, 1996.
- Peirce, J.J. Environmental Pollution Control. Boston: Butterworth-Heinemann, 1998, 392 p.
- Perry, R. E. e Chilton, C. H. Manual de Engenharia Química. Rio de Janeiro: Guanabara 2, 1980.
- Pertterson, M., Nilson, B., Birgersson, J., Simonson, E. Analysis and Validation of a Simplified Model of a Wet Gas Cleaning Syastem. J.Proc.Cont., v.8, pp.69-76, 1998.
- Pinilla, E. A., Díaz, J. M., Coca, J. Mass transfer and axial dispersion in a spray tower for gasliquid contacting. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v.62, pp. 617-622, 1984.
- Rinaldi, N. U. Wet scrubbers: choose the best chemical reagent. *Environmental Engineering World*, v.1, (2), pp.18-24, 1995.
- Santacesaria, E., Di Serio, M., Iengo, P. Mass Transfer and Kinetics in Ethoxylation Spray Tower Loop Reactors. *Chemical Engineering Science*, v.1, pp.16-19, 1999.
- Schmidt, B., Stichlmair, J. Two-Phase Flow and Mass Transfer in Scrubbers. *Chem.Eng.Technol.*, v.14, pp.162-165, 1991.
- Sherwood, T. K. Mass Transfer. New York: McGraw-Hill, 1975, 677 p.
- 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, (24A), pp.4667-4679, 1994.
- Taniguchi, I., Takamura, Y., Asano, K. Experimental Study of Gas Absorption whit a Spray Column. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, v.30, (3), pp.427-433, 1997.

- Taniguchi, I., Takamura, Y.; Asano, K. Mass Transfer in Absorption of Lean Gas Using Small Spray Column. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, v.32, (1), pp.145-150, 1999.
- Theodore, L., Buonicore, A. J. Air pollution Control Equipment. Boca Raton: CRC Press, 1988, 1 v.
- Treybal, R. E. Mass transfer operations. New York: MacGraw-Hill, 1980, 784 p.
- Warych, J., Scymanowski; M. Model of the Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Process for Cost Optimization. *Ind.Eng.Chem.Res.*, v.40, pp.2597-2605, 2001.
- Willimson, S. J. Fundamentals of Air pollution. New york: Addison-Wesley, 1973.

Apêndice A

Medições do analisador de gases

Todas as medidas obtidas proveniente do analisador de gases são apresentadas. As Figuras a seguir apresentam as curvas, demonstrando a estabilização do sistema, para cada condição de operação estudada. A primeira medida de cada condição de operação foi 3 minutos após a conexão ao sistema de saída, para coleta da amostra (gás lavado), as demais medidas foram em intervalos de 40 s, até a completa estabilização do sistema de análise de gases.



Figura A1: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 82,1 m³/h de gás



Figura A2: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 82,1 m³/h de gás



Figura A3: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 82,1 m³/h de gás


Figura A4: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 98,5 m³/h de gás



Figura A5: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 98,5 m³/h de gás



Figura A6: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 98,5 m³/h de gás



Figura A7: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 114,9 m³/h de gás



Figura A8: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 114,9 m³/h de gás



Figura A9: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 114,9 m³/h de gás



Figura A10: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 131,3 m³/h de gás



Figura A11: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 131,3 m³/h de gás



Figura A12: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 131,3 m³/h de gás



Figura A13: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 147,8 m³/h de gás



Figura A14: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 147,8 m³/h de gás



Figura A15: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 147,8 m³/h de gás



Figura A16: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 700 ppm de entrada e 164,2 m³/h de gás



Figura A17: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1000 ppm de entrada e 164,2 m³/h de gás



Figura A18: Análise de SO₂ na saída do lavador, para 1400 ppm de entrada e 164,2 m³/h de gás

Apêndice B

Análise do filme de líquido

A análise da formação do filme de líquido foi feita para diferentes vazões, mas apenas foram utilizadas no modelo as vazões de 6001/h e 900 1/h. As figuras B1, B2 e B3 mostram as curvas experimentais, que embora levantadas não foram utilizadas no processo de absorção, para as vazões de 1500 1/h, 1700 1/h e 2000 1/h. As curvas mostram a redução da vazão das gotas e consequentemente da formação do filme de líquido na área interna da torre, para diferentes vazões, juntamente com a equação correspondente.



Figura B1: Vazão de gotas ao longo do equipamento para vazão total 1500 l/h

De acordo com a figura B1 para vazão de 1500 l/h apenas 26,2% da vazão total chega no final da torre na forma de gotas.



Figura B2: Vazão de gotas ao longo do equipamento para vazão total 1700 l/h

De acordo com a figura B2 para vazão de 1700 l/h apenas 27,9% da vazão total chega no final da torre na forma de gotas.



Figura B3: Vazão de gotas ao longo do equipamento para vazão total 2000 l/h

De acordo com a figura B3 para vazão de 2000 l/h apenas 24,3% da vazão total chega no final da torre na forma de gotas.