

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POR MILENE COSTA
CODOLO E APROVADA
PELA COMISSÃO JULGADORA EM 23/06/2010

ORIENTADOR

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

Milene Costa Codolo

**Avaliação Experimental da Absorção de SO₂ e Estudo
Preliminar da Absorção de NO em
Torre de Nebulização**

Campinas, 2010

Milene Costa Codolo

Avaliação Experimental da Absorção de SO₂ e Estudo Preliminar da Absorção de NO em Torre de Nebulização

Tese apresentada ao Curso de Doutorado da Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas, como requisito para obtenção do título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Waldir Bizzo

Campinas
2010

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

C825a	Codolo, Milene Costa Avaliação experimental da absorção de SO₂ e estudo preliminar da absorção de NO em torre de nebulização / Milene Costa Codolo. --Campinas, SP: [s.n.], 2010. Orientador: Waldir Antonio Bizzo. Tese de Doutorado - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica. 1. Nebulização. 2. Absorção. 3. Dessulfurização. 4. Dióxido de enxofre. 5. Óxidos de nitrogênio. I. Bizzo, Waldir Antonio. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.
-------	---

Título em Inglês: Experimental Evaluation of SO₂ Absorption and Preliminary Study of NO Absorption into a Spray Tower.

Palavras-chave em Inglês: spray tower, absorption, desulfurization, sulfur dioxide, nitrogen oxides.

Área de concentração: Térmica e Fluidos

Titulação: Doutor em Engenharia Mecânica

Banca examinadora: Araí Augusta Bernardéz Pécora, Meuris Gurgel Carlos da Silva, José Renato Coury, José Luís de Paiva

Data da defesa: 23/06/2010

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Mecânica

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

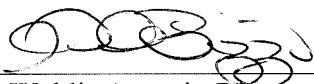
TESE DE DOUTORADO

**Avaliação Experimental da Absorção de SO₂ e Estudo
Preliminar da Absorção de NO em
Torre de Nebulização**

Autor: Milene Costa Codolo

Orientador: Prof. Dr. Waldir Bizzo

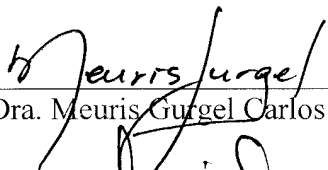
A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Tese:



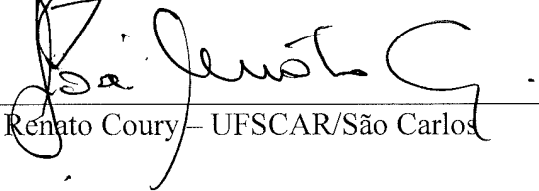
Prof. Dr. Waldir Antonio Bizzo – DETF/FEM/UNICAMP



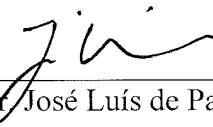
Profa. Dra. Araí Augusta Bernardéz Pécora – DETF/FEM/UNICAMP



Profa. Dra. Meuris Gurgel Carlos da Silva – FEQ/UNICAMP



Prof. Dr. José Renato Coury – UFSCAR/São Carlos



Prof. Dr. José Luís de Paiva – USP/São Paulo

Agradecimentos

A minha família pelo apoio, especialmente ao meu marido, Ricardo, pela paciência, incentivo e colaboração.

Ao professor Dr. Waldir Bizzo pela orientação e oportunidade em realizar este trabalho.

Aos funcionários do DETF, pela colaboração.

A CAPES pela bolsa de doutoramento concedida e a FAPESP pelo apoio financeiro.

Resumo

Este trabalho apresenta uma avaliação experimental da absorção de SO_2 e um estudo preliminar da absorção de NO em uma torre de nebulização. O estudo experimental de absorção de SO_2 foi realizado com solução de NaOH em diferentes condições de operação, variando a vazão de solução, vazão de gás e bicos pulverizadores de pressão. Assim, foi possível avaliar a influência do tempo de residência do gás, da relação L/G e dos bicos pulverizadores de pressão. Além disso, analisa a absorção de SO_2 ao longo da coluna, retirando amostras do interior da torre. O estudo experimental de absorção de NO na torre de nebulização avalia o desempenho de uma torre projetada para absorção de SO_2 na absorção de NO. Os ensaios de absorção de NO foram realizados em meio ácido com soluções de peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e de peróxido de hidrogênio (H_2O_2) com sulfato ferroso (FeSO_4), em diferentes condições de operação, a fim de avaliar a influência do tempo de residência do gás, da relação L/G , da concentração de peróxido de hidrogênio e da presença de sulfato ferroso na solução. Além do estudo experimental, este trabalho apresenta um estudo teórico da absorção de SO_2 , utilizando dados provenientes do estudo experimental. As simulações realizadas mostraram a importância do diâmetro de gota, a influência da vazão de gás e a evolução da velocidade e desaceleração das gotas ao longo da torre.

Palavras chave: torre de nebulização, absorção, dessulfurização, dióxido de enxofre, óxidos de nitrogênio.

Abstract

This work presents an experimental evaluation of SO₂ absorption and a preliminary study of NO absorption into a spray tower. The experimental study of the absorption of SO₂ was carried out with NaOH solution in different operation conditions, varying the liquid flow rate, the gas flow rate and pressure spray nozzles. Therefore, it was possible to evaluate the influence of gas residence time, *L/G* ratio and pressure spray nozzles. Besides, it analyses the SO₂ absorption along the column, taking samples from inside of the tower. The experimental study of NO absorption in the spray tower evaluates the performance of a designed tower for SO₂ absorption in the NO absorption. The NO absorption tests were carried out in acid environment, with hydrogen peroxide solutions and hydrogen peroxide (H₂O₂) solutions with ferrous sulfate (FeSO₄), in different operation conditions, in order to evaluate the influence of gas residence time, *L/G* ratio, hydrogen peroxide concentration and the presence of ferrous sulfate in the solution. Besides the experimental study, this work presents a theoretical study of SO₂ absorption, using data from experimental study. The performed simulations showed the importance of the diameter of the droplet, the influence of gas flow rate and the evolution of velocity and deceleration of the droplets along the tower.

Key Words: spray tower, absorption, desulfurization, sulfur dioxide, nitrogen oxides.

Lista de Ilustrações

Figura 2.1: Torre de Nebulização (Mycock et al., 1995)	13
Figura 2.2: Curva de equilíbrio de SO ₂ em água à 30°C	15
Figura 2.3: Curva de equilíbrio de NO em água à 30°C	15
Figura 2.4: Mecanismo de reação da oxidação do ácido nitroso por peróxido de hidrogênio (Fonte: Kalsson, 1983).....	27
Figura 2.5: Forças agindo em uma partícula em queda em um fluido	35
Figura 3.1: Fluxograma da bancada experimental.....	38
Figura 3.2: Esquema da Torre de Nebulização com dimensões em mm.....	39
Figura 3.3: Bico Pulverizador de pressão cone cheio utilizado nos testes	40
Figura 3.4: Distribuição dos bicos pulverizadores na torre.	41
Figura 3.5: <i>Manifold</i> e tubos de distribuição da solução.....	42
Figura 3.6: Bancada experimental	43
Figura 3.7: Esquema da linha de gás.	44
Figura 3.8: Analisador de Gases Horiba (ENDA – 1000).....	46
Figura 3.9: Dispositivo para retirada de solução da Torre.	49
Figura 3.10: Primeiro dispositivo para coleta de amostra no interior da torre	52
Figura 3.11: Segundo dispositivo de coleta de amostra.	53
Figura 3.12: Terceiro dispositivo de coleta de amostra com dimensões em mm.....	53
Figura 3.13: Quarto dispositivo de coleta.....	54
Figura 3.14: Quarto dispositivo de coleta de amostra com dimensões em mm.	54
Figura 3.15: Dispositivo de coleta de amostra no interior da torre	55
Figura 4.1: Fluxograma da simulação da absorção de SO ₂ na Torre de nebulização.....	65
Figura 5.2: Eficiência da torre em função da velocidade do gás, utilizando conjunto com cinco bicos com <i>Do</i> de 3,2 mm.	76
Figura 5.3: Eficiência da torre em função da velocidade do gás, utilizando apenas um bico com <i>Do</i> de 4,4 mm.....	78
Figura 5.4: Eficiência da torre em função da velocidade do gás, utilizando apenas um bico com <i>Do</i> de 5,6 mm.....	78

Figura 5.5: Eficiência da torre em função do tempo de residência, utilizando conjunto com cinco bicos.	80
Figura 5.6: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando apenas um bico.	81
Figura 5.7: Eficiência em da relação L/G , utilizando jogos com cinco bicos.	82
Figura 5.8: Eficiência em função da relação L/G , utilizando apenas 1 bico.	83
Figura 5.9: Eficiência em função do tempo de residência para as vazões de 1500, 1000 e 800 l/h, utilizando cinco bicos e um bico.	85
Figura 5.10: Volume interno da torre ocupado pelo jato de gotas utilizando cinco bicos e um bico	86
Figura 5.12: Coeficiente de Transferência de massa vezes a área produzida em função da velocidade do gás, para apenas um bico	90
Figura 5.13: Concentração de SO_2 em função da altura da torre (m) para vazão de 1500 l/h, utilizando coletor (figura 3.12), considerando concentração de entrada de 960 ppm	91
Figura 5.14: Concentração de SO_2 em função da altura da torre para vazão de 1500 l/h, utilizando coletor (figura 3.13), considerando a concentração de entrada de 970 ppm.	92
Figura 5.15: Altura teórica da torre em função do diâmetro de gota ajustado, para as vazões de 800, 1000 e 1500 l/h.	96
Figura 5.16: Velocidade das gotas em função da altura da torre para vazão de 1500 l/h, utilizando cinco bicos de 2,4 mm de diâmetro de orifício.	99
Figura 5.17: Parâmetro kmA_{gota} em função da altura da torre para a vazão de 1500 l/h, utilizando cinco bicos Do 2,4 mm, cinco bicos Do 3,2 mm e apenas um bico Do 5,6 mm.	100
Figura 5.18: Resultados simulados e experimentais da concentração de SO_2 no interior da torre, para vazão de 1500 l/h utilizando cinco bicos com Do 2,4 mm, cinco bicos Do 3,2 mm e apenas um bico Do 5,6 mm	102
Figura 6.1: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazão de solução de 1500 l/h, com H_2O_2 e HNO_3 , sem recirculação.	104
Figura 6.2: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazão de solução de 1500 l/h, com H_2O_2 e HNO_3 , sem recirculação	105

Figura 6.3: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H_2O_2 (1,5 e 2 g/l) e FeSO_4 (0,038 e 0,051) em meio ácido sem recirculação.....	106
Figura 6.4: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H_2O_2 (1,5 e 2 g/l) e FeSO_4 (0,038 e 0,051) em meio ácido sem recirculação.	106
Figura 6.5: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H_2O_2 (1,5 e 2 g/l) e FeSO_4 (0,076 e 0,102 g/l) em meio ácido sem recirculação.....	107
Figura 6.6: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H_2O_2 (1,5 e 2 g/l) e FeSO_4 (0,076 e 0,102 g/l) em meio ácido sem recirculação.....	108
Figura 6.7: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h, com injeção da mistura de H_2O_2 e FeSO_4 , em meio ácido sem recirculação.....	109
Figura 6.8: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h, com injeção da mistura de H_2O_2 e FeSO_4	110
Figura 6.9: Eficiência em função do tempo de residência, para vazões de 1000 e 1500 l/h com H_2O_2 (1,5 g/l) e FeSO_4 (0,038 g/l), com recirculação.....	111
Figura 6.10: Eficiência em função da relação L/G , para vazões de 1000 e 1500 l/h e concentração de H_2O_2 de 1,5 g/l e de FeSO_4 de 0,038 g/l, com recirculação.....	111

Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Valores da constante de Henry (em água a 25°).....	11
Tabela 3.1: Características dos bicos de Pulverização	41
Tabela 3.2: Instrumentos de medição da bancada de absorção de SO ₂	50
Tabela 3.3: Condições de operação do gás na torre e vazão mássica necessária de NaOH	57
Tabela 3.4: Condições de operação da solução de pulverização	58
Tabela 3.5: Condições de operação dos testes de absorção ao longo da torre	59
Tabela 3.6: Pontos de medição da concentração de SO ₂ ao longo da altura da torre.....	60
Tabela 3.7: Condições de operação e concentrações das soluções utilizadas nos testes de absorção de NO.....	62
Tabela 4.1: Propriedades físicas da água e do ar a 30°C.....	67
Tabela 5.1: Condições de pulverização para cada vazão.....	75
Tabela 5.2: Tempo de residência do gás e relação L/G (l/m ³) utilizadas nos estudo experimental de absorção de SO ₂	80
Tabela 5.3: Concentração de SO ₂ no último ponto de medição no interior da torre e na saída da torre.	93
Tabela 5.4: Altura teórica da torre para vazão de gás de 237,8 m ³ /h, utilizando diâmetro de gota calculado	95
Tabela 5.5: Diâmetro de gota necessário para absorção na torre com 1,5 m de altura útil, utilizando vazão de solução de 1500 l/h.	98
Tabela 6.1: mostra o tempo de contato entre as soluções de H ₂ O ₂ e FeSO ₄ antes da injeção no sistema.	109
Tabela A.1: Vazão de 800 l/h com cinco bicos (D_o 2,4 mm).	124
Tabela A.2: Vazão de 1000 l/h com cinco bicos (D_o 2,4 mm).	125
Tabela A.3: Vazão de 1500 l/h com um bico (D_o 2,4mm).	125
Tabela A.4: Vazão de 1500 l/h com cinco bicos (D_o 3,2 mm).	126
Tabela A.5: Vazão de 2000 l/h com cinco bicos (D_o 3,2 mm.)	126
Tabela A.6: Vazão de 800 l/h com um bico (D_o 4,4 mm).	127
Tabela A.7: Vazão de 1000 l/h com um bico (D_o 4,4 mm).	127

Tabela A.8: Vazão de 1000 l/h com um bico (<i>Do</i> 5,6 mm).	128
Tabela A.9: Vazão de 1500 l/h com um bico (<i>Do</i> 5,6 mm).	128
Tabela B.1: Absorção no interior da torre, com cinco bicos (<i>Do</i> 2,4 mm), utilizando o dispositivo apresentado na figura 3.12.	129
Tabela B.2: Absorção no interior da torre, com cinco bicos (<i>Do</i> 3,2 mm), utilizando o dispositivo apresentado na figura 3.12.	130
Tabela B.3: Absorção no interior da torre, com cinco bicos (<i>Do</i> 2,4 mm), utilizando o coletor apresentado na figura 3.13.....	131
Tabela B.4: Absorção no interior da torre, para 1500 l/h, com cinco bicos (<i>Do</i> 3,2 mm), utilizando o coletor apresentado na figura 3.13.....	132
Tabela B.5: Absorção de SO ₂ no interior da torre, com apenas um bico (<i>Do</i> 3,2 mm), utilizando o coletor apresentado na figura 3.13.....	133
Tabela C.1: Vazão de 1500 l/h, solução de H ₂ O ₂ e HNO ₃ com mistura e sem recirculação	134
Tabela C.2: Solução de H ₂ O ₂ (1,5 g/l) e FeSO ₄ (0,038 g/l) sem mistura e sem recirculação	135
Tabela C.3: Solução de H ₂ O ₂ (2 g/l) e FeSO ₄ (0,051 g/l) sem mistura e sem recirculação	136
Tabela C.4: Solução de H ₂ O ₂ (1,5 g/l) e FeSO ₄ (0,076 g/l) sem mistura e sem recirculação	137
Tabela C.5: Solução de H ₂ O ₂ (2 g/l) e FeSO ₄ (0,102 g/l) sem mistura e sem recirculação.	138
Tabela C.6: Solução de H ₂ O ₂ (1,5 g/l) e FeSO ₄ (0,076 g/l) com mistura e sem recirculação.....	139
Tabela C.7: Solução de H ₂ O ₂ (2 g/l) e FeSO ₄ (0,102 g/l) com mistura e sem recirculação.....	140
Tabela C.8: Solução de H ₂ O ₂ (1,5 g/l) e FeSO ₄ (0,0038 g/l) sem mistura e com recirculação.....	141

Lista de Abreviaturas e Siglas

Letras Latinas

a_{gota} - desaceleração da gota.....	[m/s ²]
A_{gota} - área das gotas	[m ²]
A_o - área do orifício do bico	[m ²]
A_{torre} - área da torre	[m ²]
C^* - concentração molar de equilíbrio na fase líquida	[mol/m ³]
C - concentração molar na fase líquida	[mol/m ³]
C_D - coeficiente de arrasto	[-]
$C_{E(SO_2)}$ - concentração de entrada de SO ₂	[mol/m ³]
$C_{gotas(SO_2)}$ - concentração de SO ₂ absorvida pelas gotas	[mol/m ³]
$C_{i(SO_2)}$ - concentração de SO ₂ na interface	[mol/m ³]
$C_{s(SO_2)}$ - concentração de saída de SO ₂	[mol/m ³]
D_{AB} - coeficiente de difusão do soluto A no meio B	[m ² /s]
d_{gota} - diâmetro de gota	[m]
D_i - diâmetro interno da torre	[m]
d_{mlc} - media logarítmica da concentração	[mol/m ³]
DMS - diâmetro médio Sauter	[m]
D_o - diâmetro do orifício do bico	[m]
d_p - diâmetro da partícula.....	[m]
$D_{SO_2/Ar}$ - coeficiente de difusão de SO ₂ no ar	[m ² /s]

dZ - seção da torre	[mm]
F_D - força de arrasto	[N]
F_E - empuxo.....	[N]
F_G - força da gravidade.....	[N]
F_R - força resultante aplicada a particular.....	[N]
g - aceleração da gravidade	[m/s ²]
H - constante de Henry	[atm]
J_{SO_2} - taxa molar de transferência de SO ₂	[mol/s]
k_G - coeficiente individual de transferência de massa da fase gasosa, tendo como força motriz pressão parcial	[mol/m ² s atm]
k_L - coeficiente individual de transferência de massa da fase líquida, tendo como força motriz a concentração molar.....	[mol/m ² s atm]
km - coeficiente de transferência de massa.....	[m/s]
k_x - coeficientes individual de transferência de massa da fase líquida, tendo como força motriz a fração molar	[mol/m ² s]
k_y - coeficiente individual de transferência de massa da fase gasosa, tendo como força motriz a fração molar	[mol/m ² s]
K_y - coeficiente global de transferência de massa da fase gasosa, tendo como força motriz a fração molar	[mol/m ² s]
L/G - relação líquido gás	[l/m ³]
m - constante de Henry modificada	[-]
m_{gota} - massa de uma gota.....	[kg]
$\dot{m}_L$ - vazão mássica do líquido.....	[kg/s]

M – massa molecular da substância.....	[g]
n_{gota} - número de gotas	[-]
N - fluxo molar	[mol/m ² s]
p - pressão parcial na fase gasosa	[atm]
p^* - pressão parcial de equilíbrio na fase gasosa	[atm]
P - pressão do sistema	[atm]
P_L – pressão do líquido pulverizado	[Pa]
$Q_{gás}$ - vazão de gás na torre	[m ³ /s]
Q_L - vazão de líquido	[m ³ /s]
t - tempo.....	[s]
T - temperatura absoluta	[K]
$Tr_{gás}$ - tempo de residência do gás	[s]
Tr_{gota} - tempo de residência da gota.....	[s]
u_0 - velocidade inicial do líquido na saída do bico	[m/s]
u_{Ax} - componente axial da velocidade média.....	[ft/s]
$u_{gás}$ - é a velocidade do gás	[m/s]
u_{gota} - velocidade da gota	[m/s]
u_p - velocidade da partícula	[m/s]
u_t - velocidade terminal da partícula.....	[m/s]
u_{Ti} - componente tangencial da velocidade na saída do bico.....	[ft/s]
x - fração molar na fase líquida	[-]
y - fração molar na fase gasosa.....	[-]
y^* - fração molar de equilíbrio na fase gasosa.....	[-]

Z - altura da torre [m]

Subscritos

0 – inicial

A – espécie química A

B - espécie química B

E - entrada

G – fase gasosa

i - interface

L – fase líquida

p - partícula

S – saída

x – referente a fase líquida

y – referente a fase gasosa

Números Adimensionais

Re - número de Reynolds

Sc - número de Schmidt

Sh - número de Sherwood

We - número de Weber

Ω - propriedade molecular

Letras gregas

ϕ_{AB} - diâmetro de colisão entre A e B	[$\dot{\text{Å}}$]
μ - viscosidade dinâmica	[Pa s]
ρ - densidade	[kg/m ³]
σ - tensão superficial.....	[N/m]

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3	ESTUDO EXPERIMENTAL	37
4	ESTUDO TEÓRICO DA ABSORÇÃO DE SO ₂ EM TORRE DE NEBULIZAÇÃO..	63
5	ANÁLISE DOS RESULTADOS DE SO ₂	74
6	ANÁLISE DOS RESULTADOS DE NO	104
7	CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA PRÓXIMOS TRABALHOS	113
	REFERENCIAS.....	116
	APÊNDICE A	124
	APÊNDICE B	129
	APÊNDICE C	134

1 Introdução

A poluição atmosférica tem uma variedade de fontes, incluindo instalações industriais, plantas de geração de energia, automóveis e caminhões. Um poluente pode ser originado a partir de fontes naturais ou antropogênicas, ou ainda de ambas. Segundo Cooper e Alley (1994), por definição, qualquer sólido, líquido ou gás que esteja presente no ar em uma concentração que cause algum efeito prejudicial à saúde e ao meio ambiente é considerado um poluente atmosférico.

Os poluentes podem ser classificados de acordo com sua origem e estado da matéria. Quanto a classificação de origem os poluentes são subdivididos em primários e secundários. Os poluentes primários são emitidos para a atmosfera a partir de diversos processos. Os poluentes secundários são formados na atmosfera como resultado de uma reação química dos poluentes primários. Quanto ao estado da matéria os poluentes são classificados como particulados e gasosos (Mycock et al., 1995). Segundo Pepper et al. (2006), a *Environmental Protection Agency* (EPA) reconhece seis tipos de poluentes primários para propostas de regulamentação: monóxido de carbono, hidrocarbonos, material particulado, dióxido de enxofre, óxidos de nitrogênio e chumbo.

De acordo com Peper et. al (2006), os efeitos causados pela poluição atmosférica, incluem a vida humana, plantações e edificações, não são ainda completamente entendidos. Um efeito importante da poluição atmosférica é sobre o sistema respiratório, problemas como enfisema, asma e outros problemas respiratórios podem ser resultado ou agravados pela exposição crônica a certos poluentes. A poluição atmosférica pode prejudicar a vegetação, pois altas concentrações de dióxido de enxofre podem causar lesões nas folhas. Além disso, a poluição atmosférica pode causar danos às edificações, pois pode ocorrer erosão nas superfícies externas, principalmente em edificações construídas com materiais calcários, que reagem com ácido e precipitam.

Tanto enxofre quanto nitrogênio em seu estado elementar são relativamente inertes ao homem. Entretanto óxidos de enxofre (SO_x) e de nitrogênio (NO_x) são reconhecidos como poluentes atmosféricos. Quando nitrogênio é oxidado são formados óxido de nitrogênio (NO),

dióxido de nitrogênio (NO_2) e eventualmente N_2O . Da mesma forma é formado dióxido de enxofre (SO_2) e trióxido de enxofre (SO_3). De acordo com De Nevers (2000), SO_2 , SO_3 e NO_2 são fortes irritantes respiratórios, podem causar danos a saúde em altas concentrações e são os principais causadores da chuva ácida.

A maneira mais efetiva de reduzir a poluição é evitar a geração de poluentes em primeiro lugar. Todo esforço deveria ser feito para o uso de materiais e ou processos que não gerassem poluentes ou minimizasse sua geração. Assim que os poluentes são gerados, devem ser utilizados processos para evitar a emissão dos poluentes para a atmosfera. Segundo Heinsohn e Kabel, (1999), sistemas de controle de poluição podem ser agrupados em duas classes, que refletem o processo físico usado para separar o poluente, que são: sistemas para controle de partículas e sistemas para controle de gases e vapores.

Existe uma variedade de equipamentos de controle de poluição, os equipamentos que utilizam líquido para remover os poluentes são conhecidos como lavadores. Os lavadores podem ser utilizados para remover material particulado ou gases poluentes. No caso de gases poluentes os lavadores são conhecidos como absorvedores. Existem vários tipos de absorvedores, como: torre recheada, torre de nebulização (co e contracorrente), torre de pratos e lavador Venturi. De acordo com Bozorgi et al. (2006) a torre de nebulização é um equipamento clássico de controle de poluição, que tem sido usada há muitos anos na indústria, suas vantagens são: projeto simples, baixa queda de pressão e baixos custos de manutenção. Muitas experiências tem sido feitas para investigar o desempenho deste tipo de sistema.

1.1 Objetivos

Este trabalho tem os seguintes objetivos:

- Avaliar o desempenho de uma torre de nebulização na remoção de SO_2 ;

- Avaliar a influencia das variáveis no processo de absorção de SO_2 , como: velocidade o gás no interior da torre, relação L/G e bicos pulverizadores de pressão;
- Analisar a absorção de SO_2 ao longo da torre, retirando amostras no interior da torre ao longo da coluna, em algumas condições de operação;
- Avaliar o desempenho da torre de nebulização, que foi projetada para SO_2 , na absorção de NO , utilizando soluções com peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e também peróxido de hidrogênio (H_2O_2) com sulfato ferroso (FeSO_4) ambos em meio ácido;
- Analisar a influência da concentração de peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e a presença de sulfato ferroso (FeSO_4) na solução na eficiência de remoção de NO .

2 Revisão Bibliográfica

Quase 90% das emissões de dióxido de enxofre (SO_2) são provenientes da queima de combustíveis fósseis que contém enxofre. Em concentrações relativamente altas, SO_2 , causa sérios problemas respiratórios, é também precursor da chuva ácida, que é produzida quando SO_2 se combina com água e forma H_2SO_4 . Já, NO_x é basicamente uma mistura de NO e NO_2 , formados a partir de N_2 e O_2 durante o processo de combustão. NO causa um nevoeiro marrom avermelhado, contribui para problemas do coração e pulmão e pode ser carcinogênico. Óxidos de nitrogênio também contribuem para a formação da chuva ácida (Pepper et. al, 2006).

De acordo com De Nevers (2000), na atmosfera NO_2 e SO_3 reagem com água e formam ácido nítrico e sulfúrico, que podem reagir com amônia ou qualquer outro cátion e formar partículas de nitrato de amônia e sulfato ou algum outro nitrato e sulfato. Essas partículas geralmente estão na faixa de 0,1 a $1\mu\text{m}$, e persistem na natureza até que sejam removidas por coagulação ou precipitação.

Dióxido de nitrogênio (NO_2) é um poluente precursor do ácido nítrico (HNO_3) na atmosfera, embora seja menos importante do que o SO_2 . O ácido nítrico (HNO_3) contribui com somente um próton por molécula, enquanto que o ácido sulfúrico possui dois prótons por molécula, além disso, as emissões de compostos de enxofre são maiores do que as emissões óxidos de nitrogênio. No entanto, NO_x e compostos orgânicos voláteis (VOCs) reagem fotoquimicamente em uma série complexa de reações que produzem névoas de poluição, incluindo ozônio, NO_2 , nitrato de peroxiacetila (PAN), nitrato de peroxibenzoíla (PBN) e traços de outros agentes oxidantes (Schnelle e Brown, 2001).

Há muitos anos as instalações industriais estão diante de uma variedade de poluentes regulamentados, como SO_x , NO_x , metais pesados e cinzas provenientes da combustão. Historicamente, os gases provenientes de processos de combustão eram tratados em instalações separadas para cada poluente. O dióxido de enxofre é um dos três principais poluentes encontrados em instalações industriais de geração de energia. Entretanto, gases de exaustão em geral também pode possuir NO_x e cinzas (Rinaldi, 1995).

Para o controle de gases poluentes existem quatro tecnologias, que geralmente são usadas: absorção, adsorção, condensação e incineração (combustão). A escolha da tecnologia de controle depende do poluente a ser removido, da eficiência de remoção requerida, das características do poluente, do escoamento de gás, do custo operação e manutenção do processo.

No caso de partículas poluentes, a separação é baseada na grande diferença de densidade entre a partícula e o ar. Para poluentes gasosos e vapores a captura depende das propriedades químicas e físicas do poluente. Em alguns casos o gás ou vapor pode ser separado por meios puramente físicos, como por exemplo, a condensação de vapor (Heinsohn e Kabel, 1999).

Existe constante pressão sobre a indústria de energia, não somente para melhorar seu desempenho ambiental e reduzir custos, mas também obedecer a legislação existente, sempre que houver mais restrições. Isto resulta em desenvolvimento de grande número de processos de controle de emissões de SO₂, melhoria continua nos processos já existentes e desenvolvimento de novas tecnologias (Gutiérrez et al., 2006).

2.1 Técnicas de Controle de Dióxido de Enxofre

Alguns combustíveis apresentam naturalmente enxofre, como é o caso de óleo, gás natural, madeira e outros materiais orgânicos. Segundo Schnelle e Brown (2001), o carvão de alto teor de enxofre apresenta tipicamente de 2 a 5% de enxofre. Já carvão de baixo teor de enxofre possui menos de 1% de enxofre. Além da queima de carvão, fontes de emissões de SO₂ incluem petróleo refinado, produção de óleo e gás, manufatura de ácido sulfúrico, refino de minério de ferro, resíduos de incineração e da calcinação de coque de petróleo.

As maiores fontes de emissão de SO₂ são provenientes de instalações que promovem a queima de óleo ou carvão. Um valor típico da concentração de SO₂ nos gases de exaustão dessas instalações é da ordem de 1000 ppm (De Nevers, 2000). Uma variedade de processos está disponível para sistemas de controle de emissões de SO₂. A seleção do melhor processo para cada

instalação deve incluir a avaliação de capital e custos. Considerações adicionais incluem operação, manutenção, manuseio do resíduo e os reagentes utilizados no processo.

Os processos para controle das emissões de SO_2 são conhecidos como dessulfurização de gás (FGD - *Flue Gas Desulfurization*). Os processos FGD são classificados como regeneráveis e não regeneráveis, dependendo de como o resíduo é tratado após a absorção de SO_2 . De acordo com Cooper et al. (1994), no caso de processos regeneráveis, o enxofre é recuperado em uma forma que possa ser utilizado. Tanto o processo não regenerável quanto o processo regenerável podem ser classificados como seco ou úmido. O termo seco ou úmido se refere a fase em que as principais reações ocorrem. Segundo Srivastava e Josewicz (2001), as tecnologias FGD regeneráveis ainda não são muito usadas, pois envolvem custos mais elevados quando comparados aos processos de dessulfurização não regeneráveis.

2.1.1 Dessulfurização Úmida

Dados mundiais das aplicações de dessulfurização revelaram que o método úmido e especialmente a dessulfurização úmida utilizando calcário é a tecnologia predominante para controle das emissões de SO_2 (Srivastava e Jozewicz, 2001). Na última década, e especialmente na Europa, a regulamentação das emissões de SO_2 se tornou mais rigorosa, tornando necessário o uso de equipamentos de controle de emissão de SO_2 de desempenho muito alto, que só podem ser alcançados através da otimização de projetos de equipamentos de dessulfurização úmida (Marocco e Inzoli, 2009). Segundo Babdyopadhyay e Biswas (2006), entre os vários métodos úmidos e secos existentes, os métodos úmidos são considerados os mais simples e mais econômicos com alta eficiência de remoção.

Os processos não regeneráveis úmidos incluem basicamente o processo com calcário, cal, hidróxido de sódio, carbonato de sódio, óxido de magnésio e processo duplo álcali. A escolha do reagente é um ponto muito importante para o projeto do sistema e para os custos de operação. Segundo Guitiérrez et al. (2006), os custos de operação do processo de dessulfurização úmida

devem ser mantidos o mais baixo possível. O custo do reagente, junto com a energia consumida, se torna a componente mais significativa no custo de operação para controle da emissão de SO_2 .

No processo com calcário, o gás entra em contato com a solução, onde SO_2 é absorvido, neutralizado e parcialmente oxidado para sulfito e sulfato de cálcio. Esses compostos são coletados como material inerte, e o gás purificado é descarregado na atmosfera. A vantagem deste processo é a abundância e o baixo custo do calcário. As desvantagens incluem a quantidade de resíduo não tóxico gerado, problemas de incrustações, entupimento e corrosão.

Na dessulfurização úmida utilizando calcário, o processo ocorre principalmente em torres de nebulização ou em torres recheadas. A solução de calcário e água é preparada e armazenada em um tanque. Essa solução alimenta o reservatório da torre e é bombeada para os bicos de pulverização no topo da torre. A solução de calcário cai na forma de gotas e entra em contato com o gás onde está presente o SO_2 (Gutiérrez et al., 2006).

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

O processo utilizando cal é similar ao calcário, porém cal é muito mais reativo do que o calcário. As vantagens desse processo são a melhor utilização do reagente e maior flexibilidade nas operações. A maior desvantagem é o custo da cal quando comparado ao calcário. A escolha entre cal e calcário é normalmente econômica, pois ambos reagentes realizam a eficiência de remoção de SO_2 necessária.

Os requerimentos básicos para os processos cal/calcário são: um equipamento para contato do gás com o material absorvente, um tanque para a solução de absorção e um sistema para injeção de cal ou calcário no circuito. Os principais itens que devem ser avaliados no projeto do sistema são: seleção do material absorvente, projeto do ciclo do material absorvente

(concentração do material absorvente e taxa de reciclagem), tipo de absorvedor, técnica de manuseio do resíduo e materiais de construção (Kohl e Riesenfeld, 1985).

O processo duplo álcali é similar ao processo com calcário e cal, mas neste caso existe uma etapa intermediária, onde o gás entra em contato com uma solução de absorção, como sulfito de sódio ou hidróxido de sódio, que absorve SO_2 . A solução reage com o segundo material alcalino (cal ou calcário) para precipitar o produto formado pela absorção de SO_2 . A vantagem desse processo é evitar incrustações e entupimento. A maior desvantagem é a necessidade, em alguns casos, de um sistema elaborado de tratamento ou disposição para os sais de sódio, que são descarregados, e o custo do hidróxido de sódio.

O método de remoção de SO_2 usando hidróxido de sódio (NaOH) ou carbonato de sódio (Na_2CO_3) é mais simples que o processo com calcário. Não existe solução com partículas sólidas ou resíduo sólido para ser manuseada, e pode ser obtida alta eficiência na remoção de SO_2 . A desvantagem é o custo do reagente, que é relativamente alto, mas pode ser bem tolerado para pequenos sistemas. O sistema inclui silo para armazenamento de Na_2CO_3 ou tanque para NaOH , absorvedor resistente a corrosão, bomba de recirculação e tubulação resistentes a corrosão.

Para aumentar o grau de dessulfurização, que é o alvo mais importante das instalações de FGD, vários experimentos tem sido realizados em escala de laboratório. Embora o grau de dessulfurização tenha sido investigado por anos, um estudo mais avançado ainda é necessário, em estudos prévios, pesquisadores empregaram projetos experimentais convencionais. Efeitos dos parâmetros de operação, tais como pH, relação líquido gás (L/G), temperatura do gás, velocidade do gás, foram discutidas individualmente e promoveram uma descrição qualitativa, sem poder analisar qual parâmetro é dominante ou quanto é significativo (Zhao et al., 2007).

2.2 Técnicas de Controle de Óxidos de Nitrogênio

Existe um número de óxidos de nitrogênio, incluindo óxido nitroso (N_2O), óxido nítrico (NO), dióxido de nitrogênio (NO_2), trióxido de dinitrogênio (N_2O_3), e pentóxido de dinitrogênio

(N_2O_5), que são conhecidos como NO_x . Óxidos de nitrogênio (NO_x) são compostos químicos formados durante processos de combustão, a partir tanto do nitrogênio do ar de combustão quanto do nitrogênio encontrado em compostos orgânicos presentes no combustível. As formas predominantes encontradas em NO_x são NO e NO_2 (Limvoranusorn et al., 2005).

As fontes antropogênicas mais significantes de NO_x são queimadores de alta temperatura, como caldeiras industriais e motores de combustão interna. Nesses casos a maior parte do NO_x é devido ao mecanismo de Zeldovich, que produz NO_x a partir do O_2 e N_2 atmosférico. Para a maioria das fontes de combustão, óxido nítrico representa 90% das emissões de óxidos de nitrogênio total com dióxido de nitrogênio compondo o balanço. Fontes menores de NO_x , incluem produção de ácido nítrico e processos que usam ácido nítrico, nitrito e nitratos (Myers e Overcamp, 2002).

As duas categorias fundamentais de técnicas de controle de NO_x são: controle das emissões de combustão e tratamento dos gases. Frequentemente mais de uma técnica de controle de emissão é usada para alcançar os níveis de emissões de NO_x desejados. Existem várias técnicas que podem ser usadas e uma ampla variedade de combinações. No caso do NO_x proveniente do nitrogênio do combustível, como por exemplo carvão e biomassa, o controle das emissões se torna mais difícil, sendo necessário haver tratamento após a combustão, nos gases emitidos.

Segundo Schnelle e Brown (2001), o tratamento de NO_x presente nos gases é realizado basicamente pelos processos:

- Redução não catalítica seletiva (SNCR): neste sistema há o uso de amônia ou uréia para reduzir NO_x a nitrogênio e água. Em aplicações típicas, este processo promove a redução de 30 a 50 % de NO_x .
- Redução catalítica seletiva (SCR): este sistema é composto pela injeção de amônia e um reator que contém um catalisador. Este sistema é capazes de reduzir de 70 a 90 % de NO_x do gás.

- Oxidação em baixa temperatura com absorção: este processo consiste na oxidação de NO_x por ozônio para uma espécie mais solúvel, N_2O_5 , que é absorvida em seguida em uma torre absorção.
- Absorção catalítica: este processo usa um catalisador para remover NO_x e CO. Primeiro NO e CO são oxidados para NO_2 e CO_2 , então, NO_2 é absorvido em uma camada de carbonato de potássio no catalisador.
- Plasma Induzido: neste caso a geração de radicais ativos gerados pelo plasma, podem oxidar NO para NO_2 e N_2O_5 . Como nos casos anteriores as formas mais solúveis de NO_x podem ser absorvidas.

A remoção de NO não é fácil como a remoção de SO_2 , pois o NO, o principal componente dos óxidos de nitrogênio presentes nos gases de combustão, tem uma solubilidade em água muito baixa. Ao contrário do dióxido de enxofre, que reage com água e forma ácido, NO deve passar por um processo para que seja possível formar um ácido. Segundo Thomas e Vanderchuren (1996), em processos úmidos, o maior obstáculo para a absorção é a baixa solubilidade do NO em água. Uma maneira seria oxidar NO em uma forma mais solúvel como NO_2 na fase gás, ou realizar a oxidação na fase líquida, através da adição de agentes oxidantes, como permanganato de potássio, cloreto de sódio e hipoclorito de sódio.

De acordo com Kasper et al. (1996), a oxidação de NO pode ser acompanhada pela injeção de peróxido de hidrogênio líquido no escoamento de gás, onde H_2O_2 vaporiza, e então oxida NO para NO_2 . Esta tecnologia de controle pode ser economicamente praticável em instalações onde existam lavadores de SO_2 .

De acordo com a lei de Henry, a solubilidade de um gás em um líquido é proporcional a pressão parcial do gás exercida sobre o líquido, como mostra a relação:

$$p_A = H_A x_A \quad (2.1)$$

Onde, p_A é a pressão parcial do componente A na fase gasosa, H é a constante de Henry, que depende do gás e da temperatura, e x_A é a fração molar do componente A na fase líquida. A

constante de Henry (H) pode demonstrar a solubilidade de um gás, quanto maior for a constante de Henry, considerando mesma pressão parcial do gás, menor será a solubilidade do gás. A tabela 2.1 mostra a constante de Henry para as formas mais solúveis após a oxidação de NO, como NO₂, HNO₃ e HNO₂ e também para SO₂.

Tabela 2.1: Valores da constante de Henry (em água a 25°)

Gás	H (atm/fração molar)
NO	28700
NO ₂	113
N ₂ O ₄	0,71
HNO ₂	0,02
HNO ₃	4,8E-06
SO ₂	44

Fonte: Kasper et al. (1996)

2.3 Torres de Nebulização

Entre os vários equipamentos de dessulfurização disponíveis, a torre de nebulização é o equipamento mais frequentemente usado nas instalações de dessulfurização úmida (WFGD) e cobre a maior parte do mercado atualmente (Maroco e Inzoli, 2009). Segundo, Brogren e Karlsson (1997), vários tipos de lavadores de gás estão disponíveis para sistemas de dessulfurização úmida com calcário, entretanto, o equipamento mais utilizado é a torre de nebulização contra corrente.

A torre de nebulização é um equipamento de contato gás/líquido, em que o líquido é distribuído na forma de gotas em um escoamento contínuo de gás, para produzir uma grande área interfacial, para a transferência de massa entre as duas fases (gás e líquido). As torres de nebulização são usadas para absorção e remoção em um grande número de aplicações, incluindo

a remoção de gases ácidos, através da absorção em soluções alcalinas pulverizadas e ainda absorção de HNO_3 em água (Javed et al., 2006).

A torre de nebulização contracorrente é composta por um tubo cilíndrico, no qual a fase gasosa escoia ascendentemente e a fase líquida é dispersada no topo por algum dispositivo de dispersão. Este tipo de equipamento é muito usado para absorção de gases muito solúveis. O líquido deve ser bastante dispersado para que toda a área da coluna seja ocupada pelas gotas. Além disso, as gotas não devem colidir com a parede da coluna de forma significativa, pois a formação do filme de líquido reduz a área de transferência na forma de gotas. A dispersão adequada do líquido, nos bocais de nebulização, exige pressão significativa sobre o líquido (Foust et al, 1982).

As torres de nebulização utilizam bicos de pressão ou bicos a ar (dois fluidos), para estender sua área interfacial, e assim absorver gases e remover particulados. Segundo Schiffner (2002) na prática as torres de nebulização usam múltiplas zonas de spray, onde cada uma possui um arranjo de bicos, para atingir a eficiência de remoção desejada. As torres de nebulização contra corrente operam normalmente com gás em velocidade na faixa de 2 a 3 m/s. Entretanto, nos últimos anos foram feitas tentativas para que fosse possível operar em velocidade de até 4,5 m/s. O gás com velocidade na faixa de 4,5 a 5 m/s tende a arrastar o líquido pulverizado em movimento descendente.

Embora a torre de nebulização seja muito usada em processos industriais, como absorção de gases ácidos, é difícil prever seu desempenho, devido ao tamanho e distribuição e coalescência de gotas, circulação interna, oscilação e distorção de gotas no interior da torre, que podem alterar significativamente a área e o coeficiente de transferência de massa (Taniguchi et al., 1997).

A transferência de massa na torre de nebulização é função da relação líquido/gás, velocidade do gás, pressão no bico de pulverização, diâmetro de gota e comprimento da zona de spray. Em escala industrial a torre possui entre três e seis bancos de bicos de pulverização. Os bancos de bicos podem e ser alimentados por várias bombas ou cada banco pode ser alimentado por uma bomba separadamente (Saleem, 1980). Embora a torre de nebulização seja simples, seu

projeto exige o entendimento do comportamento do gás e do líquido em seu interior. A figura 2.1 mostra um esquema de uma torre de nebulização.

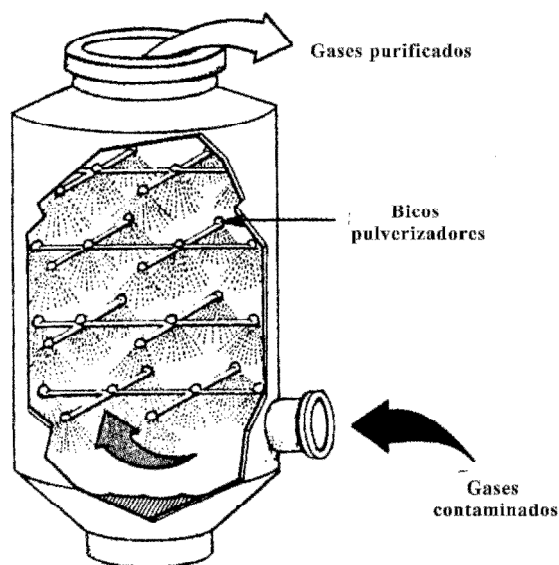


Figura 2.1: Torre de Nebulização (Mycock et al., 1995)

Embora a torre de nebulização tenha amplo uso, são raros os conceitos de projeto da torre. Considerações de projeto são tipicamente baseadas em modelos empíricos ou unidimensionais, como é comum em investigações de tecnologia de separação. Entretanto, o benefício dessa ferramenta de cálculo é limitada, devido aos efeitos do escoamento do gás e o movimento do líquido pulverizado. O potencial de má distribuição do gás na torre aumenta com o aumento do diâmetro da torre, que pode ser de até 20 metros de diâmetro. Dependendo da geometria da entrada de gás e do perfil de velocidade do gás no interior do duto de entrada o fluxo axial do gás pode ser distribuído de maneira não homogeneia na seção transversal da torre (Weiss e WIELTSCH, 2005).

A torre de nebulização pode ser utilizada em casos onde, a oxidação é a etapa de controle, como a absorção de NO_x . Para o projeto de absorção de NO_x em torres de nebulização é necessário entender os efeitos combinados de vários equilíbrios, das taxas de transferência de massa e reações químicas. Além disso, efeitos substanciais de calor são associados com a

absorção de NO_x e variações de temperatura precisam ser consideradas no processo do projeto (Jethani et al., 1992).

2.4 Processo de Absorção

Absorção é uma operação, que envolve a transferência de um constituinte de uma fase para outra. Em quase todos os casos a interface de transferência é de grande interesse e importância, e o movimento ou difusão de uma substância através de uma simples fase é normalmente um processo simples quando comparado com a transferência entre fases (Sherwood e Pigford, 1952).

A absorção de gás aplicada a controle de poluição atmosférica se preocupa com a remoção de um ou mais poluentes do gás contaminado. A condição necessária é a solubilidade desses poluentes no líquido de absorção. A taxa de transferência de massa dos constituintes solúveis do gás para a fase líquida é determinada por processos de difusão, que ocorrem em cada lado da interface gás-líquido. Um fator importante a ser considerado na operação dos sistemas de absorção é o equilíbrio.

Uma curva de equilíbrio típica de absorção descreve a relação entre a pressão parcial de um gás sobre o líquido e a concentração de gás no líquido. A concentração de equilíbrio C^* de moléculas de gás no líquido de absorção, correspondente a pressão parcial p do gás sobre o líquido, e p^* , que é a pressão parcial de equilíbrio no volume de gás, correspondente a concentração C de moléculas de gás no líquido. Em lavadores industriais, o escoamento de líquido (na forma pulverizada ou em torre recheada) entra em contato com misturas de gás, onde a pressão parcial do gás a ser removido é p . O gradiente de pressão ou de concentração movendo o gás para o líquido é $(p - p^*)$ ou $(C^* - C)$ (Henry e Heinke, 1996).

A figura 2.2 mostra a curva de equilíbrio de SO_2 em água a 30° e a figura 2.3 mostra a curva de equilíbrio de NO em água a 30° . A concentração na fase gasosa é apresentada em ppm e a concentração na fase líquida em g/l.

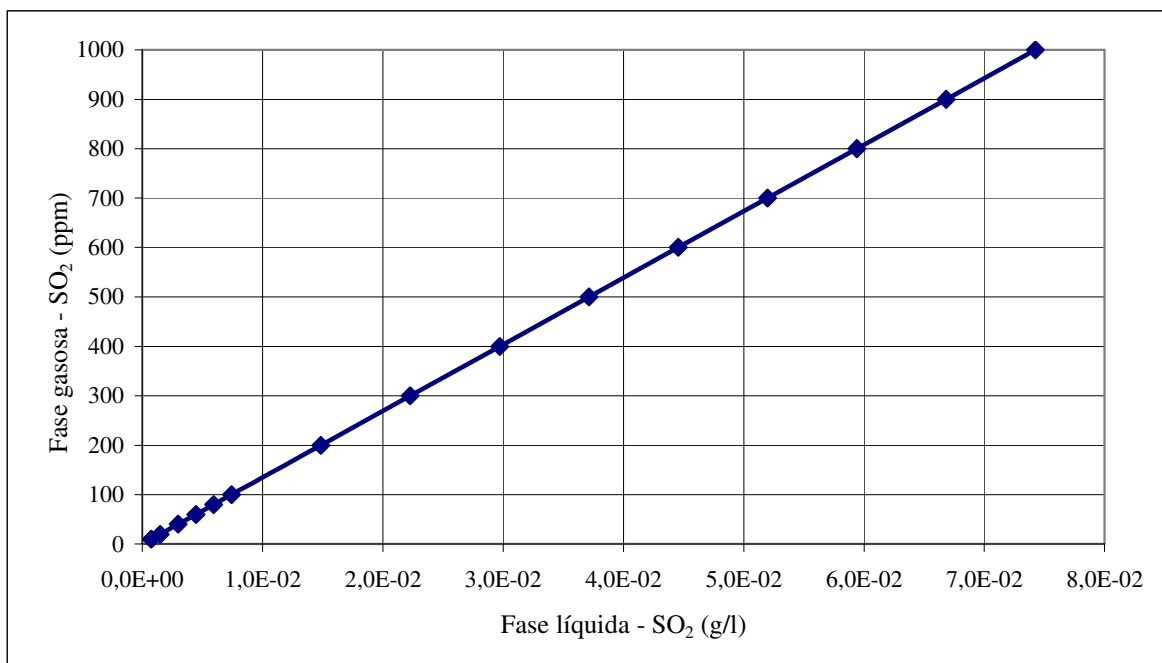


Figura 2.2: Curva de equilíbrio de SO₂ em água à 30°C

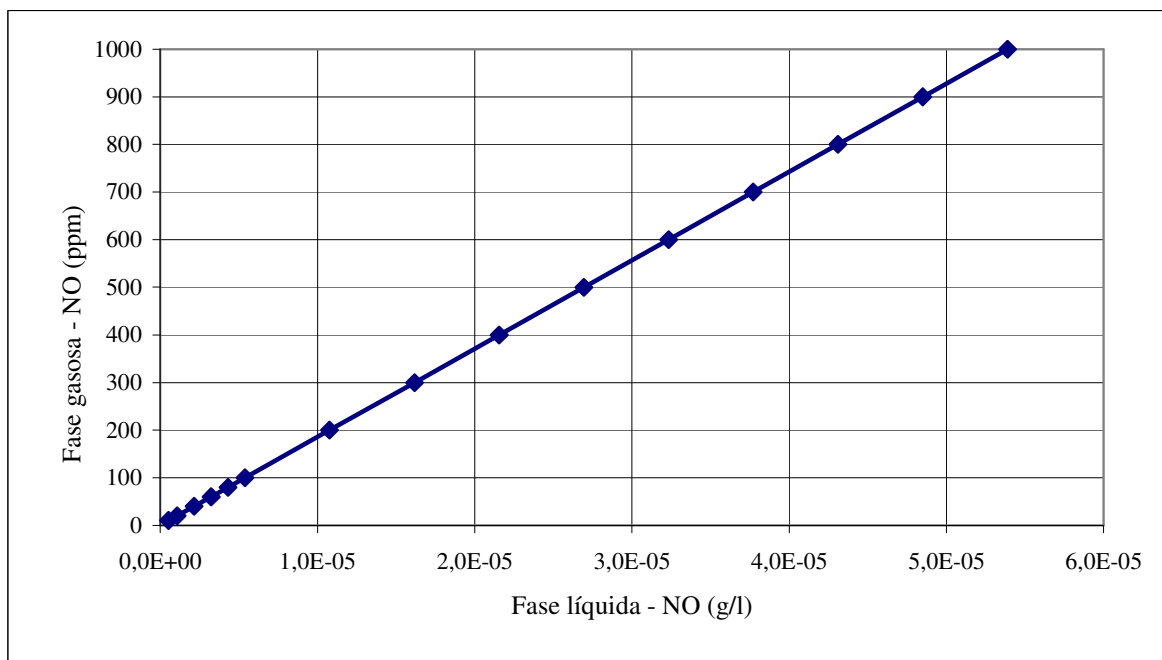


Figura 2.3: Curva de equilíbrio de NO em água à 30°C

Como mostram as figura 2.2 e figura 2.3 para uma mesma concentração na fase gasosa, as concentrações na fase líquida para SO₂ e para NO são muito diferentes, devido a diferença de solubilidade entre eles.

No processo de absorção de um gás, uma corrente gasosa, contendo um ou mais componentes (soluto) a ser transferido, entra em contato com um líquido isento de soluto, ou com um líquido contendo pouco soluto. Em todo o 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 em um verdadeiro equilíbrio termodinâmico (Foust et al., 1982).

O material desejado é transferido do gás para o líquido, na taxa que depende da sua concentração no gás e líquido, dos coeficientes de transferência de massa em cada fase, da solubilidade do material no líquido e da área interfacial gerada no interior do equipamento de absorção (Sherwood et al., 1975).

No processo de absorção o soluto vai do interior da fase gasosa (G), até a interface gás-líquido e desta até o interior da fase líquida (L). Dessa forma, soluto migra da fase leve (G) para a fase pesada (L). O fluxo do soluto na fase leve (G) é descrita de acordo com as relações:

$$N_A = k_y (y_A - y_{Ai}) \quad (2.2)$$

$$N_A = k_G (p_A - p_{Ai}) \quad (2.3)$$

Onde, N_A é o fluxo molar da espécie A, y_A é a fração molar de A na fase gasosa, y_{Ai} é a fração molar de A na interface, p_A é a pressão parcial na fase gasosa e p_{Ai} é a pressão parcial na interface, k_y e k_G , são os coeficientes individuais de transferência de massa da fase gasosa, tendo como força motriz a fração molar e pressão parcial respectivamente. Na fase pesada o fluxo global é descrito em termos da sua fração molar ou através da concentração molar, de acordo com as relações:

$$N_A = k_x (x_{Ai} - x_A) \quad (2.4)$$

$$N_A = k_L (C_{Ai} - C_A) \quad (2.5)$$

Onde, x_{Ai} e x_A são as frações molares de A na interface e na fase líquida respectivamente, bem como C_{Ai} e C_A são as concentrações molares na interface e na fase líquida, k_x e k_L são os

coeficientes individuais de transferência de massa da fase líquida, tendo como força motriz a fração molar e a concentração molar respectivamente. Os coeficientes individuais de transferência de massa estão relacionados à resistência específica de uma fase ao transporte do soluto. Assim, $1/k_y$ e $1/k_G$ se referem as resistências individuais ao transporte do soluto A na fase gasosa, enquanto que $1/k_x$ e $1/k_L$ são referentes as resistências individuais ao transporte de A na fase líquida.

2.4.1 Coeficientes de Transferência de Massa

A determinação experimental de coeficientes de transferência de massa não é trivial. Uma das maneiras de estimá-los, consiste na realização de experimentos nos quais é estabelecido operacionalmente que a resistência oferecida ao transporte do soluto de uma das fases venha ser desprezível em face da outra. Como consequência, os coeficientes globais de transferência de massa nascem como alternativa para a determinação do fluxo de matéria, sendo definido para a fase gasosa, como:

$$N_A = K_y (y_A - y_A^*) \quad (2.6)$$

Onde, N_A é o fluxo molar de A, K_y é o coeficiente de transferência de massa global referente a fase gasosa, y_A^* é a fração molar de A na fase gasosa em equilíbrio com a fração molar de A no interior da fase líquida, admitindo sistema diluído e validade da Lei de Henry, assim:

$$y_A^* = m x_A \quad (2.7)$$

Em que, m é a constante de Henry modificada. A relação entre os coeficientes de transferência de massa individuais e globais, referente a fase gasosa, é apresentado pela seguinte relação:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (2.8)$$

No caso em que o soluto, na fase gasosa seja muito solúvel na fase líquida, pequenas modificações do soluto na fase gasosa provocam grandes alterações do soluto na fase líquida (Foust, 1982). A constante m é muito pequena, então se $m \rightarrow 0$, a resistência da fase gasosa controla o processo de transferência de massa, assim temos:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} \quad (2.9)$$

Os coeficientes de transferência de massa são raramente apresentados como valores individuais, mas sim como correlações utilizando números adimensionais. O coeficiente de transferência de massa de uma esfera submetida a um escoamento de gás pode ser estimado a partir da correlação proposta por Froessling (1938):

$$Sh = 2 + 0,552 Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad (2.10)$$

Onde: Sh é o número de Sherwood, Re número de Reynolds e Sc número de Schmidt

$$Sh = \frac{d_p k_m}{D_{AB}} \quad (2.11)$$

$$Re = \frac{d_p u_p \rho_{gás}}{\mu_{gás}} \quad (2.12)$$

$$Sc = \frac{\mu_{gás}}{\rho_{gás} D_{AB}} \quad (2.13)$$

Os números adimensionais presentes na correlação 2.10 envolvem k_m que é o coeficiente de transferência de massa, d_p , diâmetro da partícula, D_{AB} , difusividade de A em B, u_p , velocidade da partícula, $\rho_{gás}$ densidade do gás e $\mu_{gás}$ que é a viscosidade dinâmica do gás.

A difusividade ou coeficiente de difusão, D_{AB} , é uma propriedade do sistema que depende da temperatura, pressão e natureza dos componentes. Expressões para estimar D_{AB} na ausência de dados experimentais, são baseadas na teoria cinética dos gases (Treybal, 1981).

2.4.2 Transferência de Massa com Reação Química

Os processos de absorção podem ser afetados pela difusão e convecção na fase gasosa, bem como pela difusão, convecção e reação no lado líquido da interface. Nos casos em que há reação instantânea, se uma espécie é criada ou destruída por uma reação instantânea, na superfície existirá uma descontinuidade em seu gradiente de concentração, o gradiente de concentração na superfície se tornará zero (Danckverts, 1970).

A absorção de um soluto gasoso pela água pode ser acelerada por meio da adição a água de um material adequado, que reagirá com o soluto. Em casos onde há reação instantânea com alta concentração de reagente, a zona de reação se move em direção à interface, permanecendo na interface e não no filme de líquido. Quando isto acontece, a resistência da fase gasosa controla o processo e a taxa não é afetada por qualquer aumento adicional na concentração do reagente (Levenspiel, 2000).

Segundo Asterita (1967), quando um processo de absorção ocorre com reação química instantânea, a concentração da interface do componente de absorção cai para zero, a reação ocorre na interface líquido-gás. Como é o caso de SO_2 e hidróxido de sódio. O objetivo na escolha de um reagente para a absorção de gases é encontrar uma solução, que tenha alta capacidade para absorver o soluto. A escolha preferencialmente é por solução com as quais o soluto reaja irreversivelmente.

2.5 Absorção de Dióxido de Enxofre em Torre de Nebulização

Em uma torre de nebulização SO_2 é absorvido, e também pequenas quantidades de CO_2 . No líquido, as espécies são dissociados em reações ácido-base formando sulfitos e carbonatos. Parte dos sulfitos é oxidado para sulfatos, que também participam das reações ácido-base. Todas as reações ácido-base são conhecidas e a dependência da temperatura das constantes de equilíbrio podem ser encontradas na literatura (Peterson et al., 1998). Na maioria dos lavadores de gás a

solução de absorção coletada no fundo é reciclada e recircula pelo absorvedor. Como consequência desse processo de recirculação, as concentrações de íons como sulfato na solução aumentam. As forças intermoleculares entre esses íons e o dióxido de enxofre dissolvido influenciam o processo de absorção (Krissmann et al., 1998).

No estudo experimental realizado por Schmidt e Stichlmair (1991) foram utilizadas três diferentes torres de nebulização, com 25, 50, 190 e 390 mm em diâmetro. Em todos os casos foram usados apenas um bico de atomização. Os resultados mostraram que a velocidade do gás no interior da torre é de pequena importância, já o comprimento da torre e a relação L/G mostraram grande importância na transferência de massa.

Nygaard et al. (2004) realizaram medições em uma instalação industrial de absorção de SO_2 , onde a torre de nebulização possuía 17,5 m de diâmetro, 51 m de altura e 5 níveis de bicos, com 184 bicos em cada nível. A vazão de solução utilizada foi de 43×10^6 l/h e vazão de gás de 2×10^6 m³/h, portanto relação L/G de 21,5 l/m³. Os resultados mostraram que a concentração de SO_2 acima do tanque e abaixo da entrada de gás, foi muito baixa, provavelmente devido ao longo tempo de residência local do gás na região.

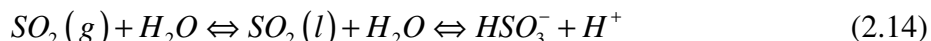
Bandyopadhyay e Biswas (2006) estudaram a absorção de SO_2 em uma torre de nebulização de 0,1905 m de diâmetro e 2 m de altura. Foi utilizado um bico de atomização no topo da torre, que foi desenvolvido especialmente para este processo, que gerou gotas de diferentes diâmetros e velocidades. A vazão de solução variou de 20 a 111,96 l/h e a vazão de gás variou de 12 a 19,94 m³/h, a velocidade média das gotas variou de 20 a 30 m/s e os diâmetros médios Sauter de 0,0416 mm a 0,1398 mm. Os resultados mostraram que a concentração de SO_2 não teve efeito na eficiência de remoção, as menores porcentagens de remoção foram obtidas com maiores vazões de gás e a remoção aumentou com o aumento da vazão de líquido.

Nos experimentos de absorção de SO_2 realizados por Zhao et al. (2007), a torre utilizada possuía diâmetro de 0,3 m, altura de 3 m e 4 bicos, que foram distribuídos em diferentes alturas. As vazões de gás utilizadas foram de 254,5, 508,9 e 763,4 m³/h e as relações L/G foram de 10, 15 e 20 l/m³. A relação L/G apresentou principal efeito na eficiência e o pH também apresentou influência.

Os fatores chave para o desempenho de um sistema de absorção de SO₂ são: os reagentes usados, relação líquido/gás (*L/G*), velocidade do gás, pH da solução, projeto do absorvedor, concentração de sólidos na solução, concentração de outros componentes como íons de magnésio e cloro. A taxa estequiométrica (moles reagente adicionados por mol de SO₂ absorvido) é freqüentemente considerada como um importante parâmetro de projeto. A eficiência de remoção é geralmente mais baixa em concentrações mais elevadas de SO₂, acima de 3000 ppm (Kohl e Riesenfeld, 1985).

2.5.1 Absorção de SO₂ em Solução NaOH

Segundo Kaji et al. (1985), os fundamentos do processo envolvido na absorção de dióxido de enxofre em água são mostrados pelas seguintes reações:

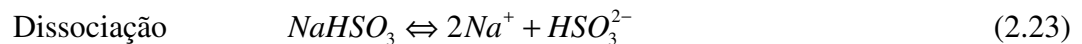
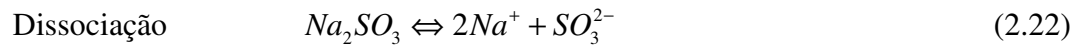
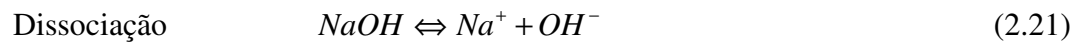
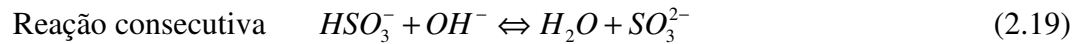
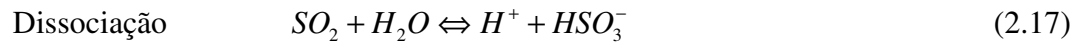
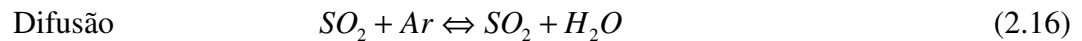


A primeira parte da reação (2.14) representa o equilíbrio na interface gás-líquido. A segunda parte da reação (2.14) corresponde a hidrólise do SO₂ absorvido. A reação pode ser considerada instantânea. Segundo Meikap et al. (2002), a taxa da reação de hidrólise do dióxido de enxofre em água é rápida, relativa ao processo de difusão e a superfície do filme de água é saturado instantaneamente na concentração de equilíbrio exposta ao dióxido de enxofre. Portanto, a absorção de dióxido de enxofre em água pode ser tratada como um mecanismo físico.

A absorção de SO₂ através de gotas de água envolve vários passos: transferência de massa de SO₂ do interior da fase gasosa 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

$SO_2 \cdot H_2O$, HSO_3^- e SO_3^{2-} na gota. Devido a baixa concentração de SO_3^{2-} , a dissociação de HSO_3^- para SO_3^{2-} pode ser ignorada (HSU et al., 1994).

Quando SO_2 é absorvido por solução de hidróxido de sódio, as moléculas de SO_2 primeiro se difundem do interior do escoamento de gás para a interface gás-líquido e se dissolvem na solução, de acordo com a igualdade dos potenciais químicos nas fases. Em vista das baixas concentrações predominantes em efluentes gasosos na prática, isto significa que a lei de Henry descreve a relação entre a concentração do líquido e a pressão parcial na fase gasosa. Segundo Schultes (1998), ocorre difusão (2.16), dissociação (2.17), reação com íons OH^- (2.18), reação de íons bissulfito com íons OH^- adicionais formando sulfito (2.19). A cinética do processo também é influenciada pela dissociação da água (2.20), dissociação de hidróxido de sódio (2.21) e da dissociação de parcelas de sulfito e bissulfito de sódio de acordo com as reações 2.22 e 2.23.



As reações que afetam a taxa de transferência de massa de SO_2 em solução alcalina são; a reação 2.19 e a parte anterior da reação 2.18 (Hikita,1977). De acordo com Chang e Rochele (1981), em sistemas de absorção de SO_2 e soluções de NaOH, o dióxido de enxofre dissolvido reage instantaneamente e irreversivelmente com o reagente em excesso na interface gás-líquido. Assim, a resistência da transferência de massa na fase líquida pode ser ignorada.

2.6 Absorção de Óxidos de Nitrogênio

De acordo com Jethani et al. (1992), a absorção de NO_x é provavelmente a mais complexa quando comparada a outras operações de absorção, devido as seguintes razões:

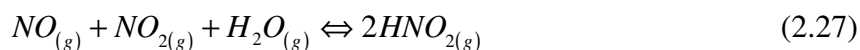
- O NO_x é uma mistura de vários componentes, N_2O , NO , NO_2 , N_2O_3 , N_2O_4 , N_2O_5 , e a absorção de NO_x em água resulta em dois oxiácidos, que são ácidos nítrico e ácido nitroso;
- Várias reações reversíveis e irreversíveis ocorrem tanto na fase gás quanto na fase líquida;
- Absorção simultânea de vários gases ocorrem seguidas por uma reação química. Também dessorção simultânea de alguns gases ocorrem precedidas por reação química. Por exemplo, a absorção de NO_2 , N_2O_3 e N_2O_4 é acompanhada por reação química, ao passo que a dessorção de NO , NO_2 e HNO_2 é precedida por uma reação;
- Equilíbrio heterogêneo prevalece entre os componentes da fase gás e líquida.

Na fase gás a oxidação de NO para NO_2 é um passo limitante na produção de ácido nítrico, devido a baixa solubilidade do NO . Outras espécies como N_2O_3 e N_2O_4 são produzidas rapidamente pelo equilíbrio da fase gasosa. Ácido nitroso também é formado na fase gás, mas a literatura não explica claramente se esta formação é realizada em equilíbrio ou não. Na fase líquida, compostos altamente solúveis (N_2O_3 e N_2O_4) dissolvem e reagem com água para produzir ácido nitroso e nítrico, é também o caso de espécie menos solúveis como NO_2 . Ácido nítrico é estável na fase líquida, ao passo que ácido nitroso pode se desorver diretamente ou pode se decompor com liberação de NO (Thomas e Vanderschuren, 1996).

Segundo Jethani et. al (1992), na fase gasosa além dos gases que constituem o NO_x , há vapor de água. Na presença de vapor de água, que é o caso de lavadores industriais, supõem-se que existam oxiácidos como HNO_2 e HNO_3 . Todos os componentes de NO_x estão em equilíbrio. A reação de oxidação de NO com O_2 é expressa por:

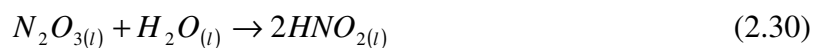


Segundo Suchak et al. (1990), óxido nítrico passa por oxidação irreversível com oxigênio, formando dióxido de nitrogênio. A reação de oxidação é de segunda ordem em relação a NO e de primeira ordem em relação ao oxigênio. O equilíbrio prevalece na fase gás, que pode ser descrito através das seguintes reações:

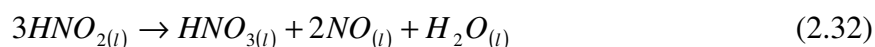


Segundo Newman e Carta (1988), as reações 2.25 e 2.26 são rápidas e podem ser consideradas estar em equilíbrio para processos de absorção. A reação 2.24 prossegue em uma taxa que é proporcional ao quadrado da concentração de NO e diminui com o aumento da temperatura.

As seguintes reações ocorrem na fase líquida:



O HNO₂ formado na fase líquida é rapidamente decomposto com liberação de NO, de acordo com a reação (Thomas e Vanderchuren, 1997):



Segundo Joshi et al. (1985), a absorção de NO_2 , N_2O_3 e N_2O_4 é acompanhada por uma reação química no filme de líquido. Entretanto, a absorção de NO_x é também limitada pela concentração de ácido nítrico no interior da fase líquida e pressão parcial de NO na interface.

A dissociação de HNO_2 e sua neutralização por OH^- previne a liberação de NO da solução que pode ocorrer em ambiente ácido. Remoção de NO em um absorvedor ácido ou um absorvedor de recirculação com alto tempo de residência pode limitar significativamente a absorção global de NO_x (Meyers e Overcamp, 2002).

Chien et al. (2003), realizaram testes com SO_2 e NO_x em solução de NaClO_2 em uma torre de nebulização, de altura útil de 100 mm e diâmetro de 50 mm. A taxa de absorção de NO_x aumentou com o aumento da concentração de NO_x e NaCl_2 , e com a diminuição do valor do pH da solução. A taxa de absorção de NO_x não foi significativamente influenciada pela temperatura de operação e pelo tempo de contato gás-líquido na faixa de estudo. A absorção de NO através de soluções de NaClO_2 e NaOH foi realizada por Chu et al. (2001). Os testes mostraram que a adição de NaOH na solução de NaClO_2 diminui a taxa de absorção de NO, isto pode ter sido devido a presença de NaOH diluído inibindo a produção de ClO_2 , que pode ajudar na oxidação de NO. A vazão de gás não alterou significativamente a taxa de absorção. Além disso, a taxa de absorção de NO a temperatura de 25°C foi mais baixa do que a 50°C .

A remoção de NO_x e SO_2 em uma torre de pratos foi estudada por Chien e Chu (2000). Os testes foram realizados com solução de NaClO_2 , a torre possuía 30 mm de diâmetro e 200 mm de altura útil. A remoção foi na faixa de 36 a 72% para NO_x e de 88 a 100% para SO_2 . A eficiência de NO_x foi principalmente afetada pela relação L/G e pela concentração de NaClO_2 na solução. Meyers e Overcamp (2002) realizaram um trabalho de absorção de NO_x em torre recheada utilizando solução com hidróxido de sódio e peróxido de hidrogênio, os resultados mostraram que para solução com 0,5 g/l de NaOH e concentração de NO de 1000 ppm, a eficiência da torre foi de 25 %, com a adição de H_2O_2 (1 g/l) a eficiência aumentou para 59%. No caso dos testes com NO_2 (1000 ppm) com adição de peróxido de hidrogênio (0,5 g/l) a eficiência subiu de 78 para 99,7%.

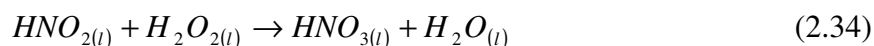
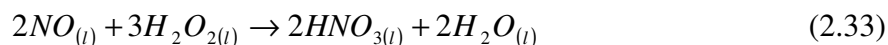
Paiva e Kachan (2004) estudaram experimentalmente a absorção de NO_x (NO e NO_2) em uma torre recheada, utilizando solução de ácido nítrico (1 mol/l) contendo peróxido de hidrogênio (0,05 mol/l) e também solução de hidróxido de sódio (2 mol/l). Os testes foram realizados em uma torre recheada com diâmetro interno de 130 mm e altura de 400 mm. A operação foi em contra corrente e a velocidade do gás foi de 0,6 m/s e do líquido de 0,014 m/s. Em soluções de peróxido de hidrogênio (0,05 mol/l), os resultados mostraram que a absorção de NO_x é primeiramente afetada pelo grau de oxidação, que determina a composição de gases nitrosos na fase gás.

2.6.1 Absorção de Óxidos de Nitrogênio em Solução de Peróxido de Hidrogênio

Peróxido de hidrogênio é um poderoso agente oxidante utilizado em inúmeras aplicações. No passado peróxido de hidrogênio não era considerada uma alternativa viável para controle de NO_x , devido a seu custo, quando comparado a soda cáustica e NaHS. Entretanto, quando os custos totais incluindo: problemas de manuseio, disposição de sal, manutenção do lavador, recuperação de ácido nítrico, são considerados, o peróxido de hidrogênio passa a ser uma alternativa atraente. Além do ácido nítrico que pode ser recuperado, a outra vantagem do peróxido de hidrogênio é a eliminação de sais de nitrato. O peróxido de hidrogênio é um produto que apresenta poucos problemas de manuseio, principalmente quando usado em baixas concentrações, como é o caso da maioria dos lavadores de gás (Rossi e Unfriend, 1997).

A maior vantagem do uso de peróxido de hidrogênio como agente de oxidação, na absorção de NO_x , é que a absorção-oxidação de NO_x resulta em produção de ácido nítrico, que pode ser recuperado e reciclado no processo (Thomas e Vanderchuren, 1996).

Na fase líquida o HNO_2 formado é rapidamente decomposto, com a liberação de NO , de acordo com a reação 2.32. Quando H_2O_2 está presente na fase líquida, a decomposição de HNO_2 é evitada, e há a oxidação para HNO_3 . Esta oxidação aumenta a taxa global de absorção do NO (Thomas e Vanderschuren, 1997), de acordo com as reações:



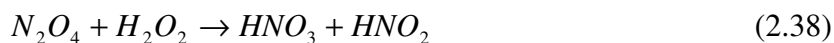
Segundo Baveja (1979), a reação entre óxido nítrico e solução de peróxido de hidrogênio é relativamente rápida e de primeira ordem. Segundo Karlsson (1983), ácido nitroso é decomposto em óxido nítrico e dióxido nítrico de acordo com as reações:



Já o dióxido de nitrogênio reage instantaneamente como mostra a reação:



O composto produzido é uma espécie reativa, que reage com água para formar o produto final, isto é, ácido nítrico e para regenerar algum ácido nitroso, como segue:



Para fazer as reações prosseguirem em regime permanente, o óxido nítrico deve ser oxidado para dióxido de nitrogênio, de acordo com a reação:



O mecanismo de reação da oxidação do ácido nitroso é mostrado na figura 2.4 :

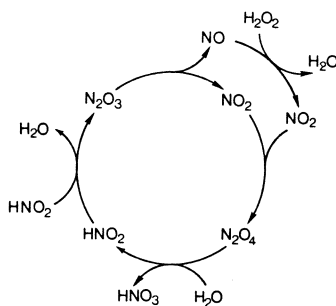


Figura 2.4: Mecanismo de reação da oxidação do ácido nitroso por peróxido de hidrogênio (Fonte: Kalsson, 1983).

De acordo com o estudo realizado por Thomas e Vanderchuren (1997), acima de 0,5 M de HNO_3 , quase todo ácido nitroso foi oxidado por H_2O_2 , demonstrando que a oxidação de ácido nitroso é muito rápida na presença de HNO_3 . O papel do peróxido de hidrogênio parece ser duplo: previne a decomposição de HNO_2 através da oxidação na fase líquida e aumenta a taxa de absorção do HNO_2 formado na fase gasosa, pois sua dissolução é acompanhada por uma reação rápida com H_2O_2 na fase líquida.

Collins et al. (2001) realizaram testes, onde a injeção de H_2O_2 no escoamento de gases quentes seguido por um lavador de gases mostrou ser uma tecnologia viável para controle de NO_x . Os dados mostraram que peróxido de hidrogênio é muito eficaz na oxidação de NO, o principal produto de oxidação do NO foi NO_2 . A presença de SO_2 no escoamento de gás não tem efeito direto na oxidação de NO_x , de fato, a presença de SO_2 melhorou a conversão de NO_x . Além disso, SO_2 foi removido como H_2SO_4 sem competir com o peróxido.

Segundo Paiva e Kachan (1998) a remoção de NO_x com peróxido de hidrogênio também é afetada por outros parâmetros, além do grau de oxidação, como a vazão de gás e líquido. A presença de H_2O_2 na fase líquida representa um bom método para melhorar a remoção de NO_x , pois elimina a decomposição de HNO_2 e então a dessorção de NO, que tem efeito negativo na eficiência de remoção.

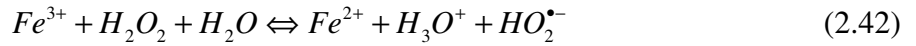
2.6.2 Reagente Fenton

O reagente Fenton é uma mistura de peróxido de hidrogênio e íons ferrosos, que gera o radical hidroxila, que é um poderoso agente oxidante. O reagente Fenton tem sido utilizado com sucesso na degradação de diversos tipos de efluentes. De acordo com Neyens e Baeyens (2003), o íon ferroso (Fe^{2+}) inicia e catalisa a decomposição de H_2O_2 , resultando na geração de radicais hidroxila, como segue:





De acordo com Silva et. al (2006), a velocidade de reação envolvida na regeneração dos íons férricos com peróxido de hidrogênio é a etapa governante da reação global do processo de oxidação, como mostra a seguinte reação:



De acordo com Bigda (1995), o valor ideal de pH para a reação fenton, na maioria das aplicações, esta na faixa de 3 a 4, valores de pH elevados promovem a precipitação de Fe^{3+} . Gulkaya et. al (2006), realizaram experimentos utilizando reagente $H_2O_2/FeSO_4$ para produzir reagente Fenton (H_2O_2/Fe^{2+}), para tratamento de efluente têxtil. Os melhores resultados foram alcançados em pH 3. Os experimentos realizados por Silva et. al (2006) utilizando reagente Fenton, no tratamento de percolatos de aterros sanitários, foi na faixa de pH de 2 a 4. Os melhores resultados foram encontrados em menor nível de pH e maior concentração de peróxido de hidrogênio.

Devido ao alto poder de oxidação do reagente Fenton, nesse trabalho foi utilizado o reagente Fenton para a remoção de óxido de nitrogênio (NO) em torre de nebulização, para que fosse possível oxidar o NO para uma forma mais solúvel e promover a absorção.

2.7 Simulação de Absorção de SO_2 em Torre de Nebulização

A eficiência de um lavador de gás depende de um grande numero de parâmetros, e a influencia deles na absorção não pode ser suficientemente avaliada usando somente medidas experimentais em instalações piloto ou industriais. Uma otimização sistemática e de custo efetivo da tecnologia usada é somente possível com o suporte de modelos de simulação, que são baseados em fundamentos científicos e princípios de engenharia, contendo um número de parâmetros fisicamente bem definidos, que podem ser usados para ajustar o modelo. Dentro do escopo de estudos de simulação, o modelo pode ser usado para otimizar o projeto e parâmetros de operação de lavadores para reduzir capital e custos de operação (Éden e Luckas, 1998).

Embora alguns estudos experimentais tenham sido feitos para a absorção de gases ácidos usando pulverização de soluções alcalinas, pouco é conhecido sobre a transferência de massa gás-líquido na remoção desses gases pela pulverização (Taniguchi et al. 1999). A absorção de SO_2 em torres de nebulização ou em torre recheadas é um passo importante para os processos de dessulfurização. Apesar de existirem trabalhos experimentais, ainda existe a necessidade de um modelo numérico capaz de calcular a taxa de transferência de massa de SO_2 com segurança (Lancia et al., 1997).

Keshvarz et al. (2008) simularam o desempenho de uma torre de nebulização e realizaram um modelo para os bicos de pressão, onde foi concluído que a posição dos bicos e a formação do filme de líquido podem afetar o desempenho do equipamento. Bozorgi et al. (2006), desenvolveram um modelo para avaliar o desempenho de uma torre de nebulização, a simulação foi comparada com dados referentes a uma instalação industrial. A torre era composta por três módulos com 5 m de altura cada, onde o primeiro módulo possuía diâmetro de 3,18 m, o segundo 2,1 m e o terceiro 1,7 m, a velocidade do gás na primeira seção foi de 4,6 m/s. O diâmetro, a distribuição de gota e a formação do filme de líquido não foram medidos. Os resultados da simulação mostraram que as gotas menores se converteriam em filme de líquido nas seções mais altas da torre, as gotas maiores se converteriam em filme nas seções mais baixa, as gotas menores teriam maior contribuição na formação do filme de líquido.

Um modelo das características aerodinâmicas de uma torre de nebulização foi proposto por Michalski (1997), o modelo considera as gotas se movendo verticalmente, a velocidade constante do gás, a pulverização monodispersa e diâmetro constante das gotas, não foi considerada a formação do filme de líquido pela colisão das gotas. O modelo foi verificado com dados experimentais de uma instalação piloto, a área interfacial da torre por unidade de volume encontrada foi maior que a calculada com base no diâmetro médio Sauter (*DMS*). Assim, para o cálculo da área interfacial outro diâmetro de gota foi introduzido como parâmetro.

Segundo Michalski (1999), o número de unidades de transferência de massa em uma torre de nebulização pode ser calculada com base no mínimo em dois parâmetros. O primeiro parâmetro, que é velocidade inicial das gotas, pode ser estimada com base no comportamento aerodinâmico do lavador, e segundo, a área interfacial desenvolvida, pode ser encontrada de

acordo com dados experimentais da eficiência da transferência de massa no equipamento. Ambos os parâmetros são dependentes do tipo de bico usado no sistema e das propriedades físicas da solução de absorção.

No modelo realizado por Taniguchi et al. (1999), algumas considerações foram feitas como: o movimento das gotas pode ser considerado como a de uma esfera rígida, não há recirculação no interior das gotas, não há nem colisão, coalescência ou quebra entre as gotas e o efeito da interação das gotas no movimento das gotas pulverizadas foi ignorado.

Segundo Michalski (2000), distribuição do tamanho de gota, velocidade inicial das gotas, comprimento da torre, e o tipo dos bicos são parâmetros ajustáveis no projeto. Em adição, esses parâmetros e algumas características do lavador influenciam significativamente na transferência de massa que ocorre dentro da torre. Uma análise desses parâmetros mostra uma descrição apropriada do comportamento aerodinâmico do equipamento, que pode ser tratado como uma parte do modelamento do processo de dessulfurização, com o objetivo de otimizar seu desempenho e/ou manutenção.

Marocco e Inzoli (2009) desenvolveram um modelo, onde há a simulação da absorção de SO_2 em uma torre de nebulização, da hidrodinâmica gás-líquido e da interação das gotas com a parede da torre. Foram utilizados dados de uma instalação, com uma torre de nebulização de 6,3 m de altura total, com três níveis, onde cada nível possuía quatro bicos com ângulos de abertura de 120° . A vazão de líquido é de 24000 l/h e a vazão de gás é de 13500 m^3/h . A velocidade, diâmetro e distribuição de gota não foram medidos, apenas simulados. Segundo o modelo o uso de bicos com amplo ângulo de abertura causa alto volume de líquido próximo a parede da torre.

Um modelo para prever o desempenho de uma torre de nebulização foi realizado por Bandyopadhyay e Biswas (2007), onde foram utilizados dados experimentais, já citados, realizados por Bandyopadhyay e Biswas (2006). O modelo considera a absorção de SO_2 em água e em solução alcalina. Algumas suposições foram feitas como: as gotas são esféricas, não ocorrem reações na fase gasosa, o efeito do pH na superfície da gota é ignorado, operação da torre em regime permanente, não há consideração da formação do filme de líquido e quebra e

coalescência entre as gotas são ignoradas. De acordo com os resultados, o desvio entre os valores experimentais e previstos foram predominantemente devido a coalescência das gotas.

2.7.1 Atomização

O processo de atomização ou pulverização consiste na desintegração de um jato ou lâmina através da energia cinética do próprio líquido, ou através da exposição a ar ou gás com alta velocidade. Segundo Lefebvre (1989) um spray típico inclui uma faixa ampla de diâmetros de gota. O conhecimento da distribuição do tamanho de gota é útil na avaliação de processos utilizando spray, especialmente em cálculos de transferência de calor e massa entre o líquido dispersado e o gás circundante. Infelizmente, uma teoria completa ainda não foi desenvolvida para descrever o processo hidrodinâmico e aerodinâmico envolvido, quando ocorre a desintegração de um jato ou lâmina. Assim, somente correlações empíricas estão disponíveis para prever o diâmetro médio das gotas e sua distribuição.

Os atomizadores são classificados basicamente em atomizadores de pressão e atomizadores de dois fluidos ou atomizadores a ar. No caso dos atomizadores de pressão, conhecidos como bicos de pressão, estes contam com a conversão da pressão em energia cinética para alcançar uma velocidade relativa alta entre o líquido e o ar ou gás circundante. Os bicos de pressão são ainda subdivididos em bicos de cone oco e bicos de cone cheio. No caso do bico cone oco, a maioria das gotas ficam concentradas na periferia do cone do spray. Já os bicos cone cheio, as gotas são distribuídas de maneira relativamente uniforme por todo o volume do spray.

2.7.2 Diâmetro de gota

O diâmetro de gota e a velocidade no spray são parâmetros relevantes e necessários para a análise fundamental do transporte de massa, momento e energia em sistemas de engenharia (Ayres et al. 2001). O diâmetro de gota produzido pelo bico de pulverização afeta a área

superficial de transferência de massa gás-líquido para a remoção de SO₂, a queda de pressão do escoamento de gás e a quantidade de líquido carregado pelo gás. Na maioria dos cálculos de transferência de massa é utilizado diâmetro médio de gota, no lugar da distribuição completa das gotas. O Diâmetro Médio Sauter (*DMS*) é um diâmetro representativo, que mostra a razão entre o volume total das gotas geradas e área de todas as gotas.

O diâmetro médio Sauter para bicos de pressão pode ser calculado pela relação proposta por Lefebvre (1989), como segue:

$$DMS = 2,25 \sigma_L^{0,25} \mu_L^{0,25} \dot{m}_L^{0,25} \Delta P_L^{-0,5} \rho_{gás}^{-0,25} \quad (2.43)$$

Onde, σ_L é a tensão superficial do líquido em N/m, μ_L é a viscosidade dinâmica do líquido em kg/m·s, $\dot{m}_L$ é a vazão mássica do líquido em kg/s, ΔP_L é a pressão diferencial de injeção do líquido em Pa e $\rho_{gás}$ é a densidade do gás em kg/m³. Além das propriedades físicas do gás e do líquido utilizado na pulverização, a relação 2.43 depende da vazão mássica e da pressão que são medidas experimentalmente e dependem das características de cada bico de pressão.

Segundo Marshal (1954) o grau de atomização depende da magnitude da velocidade angular do líquido. Seus dados foram correlacionados em termos das componentes axial e angular da velocidade, considerando que essas componentes agem independentemente, a seguinte relação empírica foi desenvolvida:

$$DMS = 286 (D_o + 0,17) \exp(13u_{Ax} - 0,0094u_{Ti}) \quad (2.44)$$

Onde, *DMS* é o diâmetro de gota médio Sauter em micrometro (μm), *D_o* é o diâmetro do orifício em polegada (in), *u_A* é a componente axial da velocidade média em ft/s, baseada na seção transversal total do orifício e *u_{Ti}*, é a componente tangencial da velocidade na entrada da câmara do bico de pressão em ft/s.

Taniguchi et al. (1997) realizaram testes de distribuição e diâmetro de gota em uma torre de nebulização, de 180 mm de diâmetro e 500 mm de altura e com apenas um bico de orifício de 0,78 mm de diâmetro. Os testes foram realizados usando o método de imersão de líquido com um

dispositivo especial em várias posições. O método requer a coleta de gotas em um reservatório contendo óleo. Através de um microscópio e uma câmara o diâmetro de gota foi medido. Segundo os testes, o diâmetro não muda apreciavelmente com o aumento da distância do bico. Os dados foram relacionados e foi obtida a seguinte relação:

$$DMS = Do \left(0,14 + \frac{55,9}{We} + \frac{9660}{We^2} \right) \quad (2.45)$$

$$We = \frac{\rho_L u_0^2 Do}{\sigma_L} \quad (2.46)$$

Onde DMS é o diâmetro de gota médio Sauter, Do é o diâmetro do orifício do bico de pressão (m) e We é o número de Weber, que é função da densidade do líquido (ρ_L) em kg/m^3 , da velocidade inicial da gota na saída do bico (u_0) em m/s, do diâmetro do orifício do bico (Do) em metros (m) e da tensão superficial do líquido (σ_L) em N/m.

2.7.3 Movimento das Gotas

Em torres de nebulização contracorrente, as gotas possuem movimento descendente e o gás movimento ascendente. As gotas, que são formadas através da pulverização são geralmente consideradas como esferas rígidas. Quando uma partícula se move através de um fluido, o fluido viscoso produz uma força na partícula em direção oposta a sua velocidade. A força de arrasto na partícula esférica é dada por:

$$F_D = C_D \frac{\rho_{Ar}}{2} \pi \frac{d_p^2}{4} u_p^2 \quad (2.47)$$

Onde, C_D é o coeficiente de arrasto, que é função do número de Reynolds, ρ_{Ar} é a densidade do ar, D_p é o diâmetro da partícula e u_p é a velocidade da partícula. Para descrever o movimento de uma partícula esférica no ar é necessário realizar o balanço de forças agindo na partícula, como segue:

$$F_R = F_G - F_E - F_D \quad (2.48)$$

Onde, F_R é a força resultante aplicada a partícula, F_G é a força da gravidade, F_E é o empuxo e F_D é a força de arrasto. A figura 2.5 mostra as forças agindo na partícula em queda em um fluido.

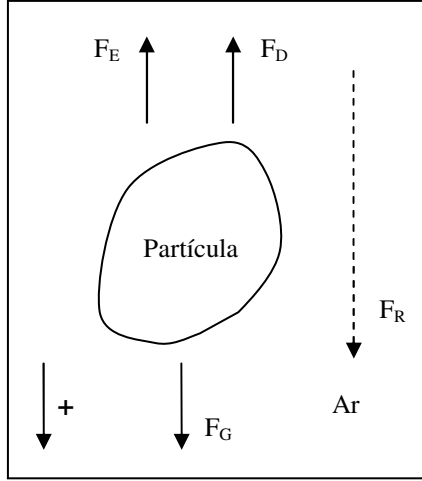


Figura 2.5: Forças agindo em uma partícula em queda em um fluido

A partir do balanço de forças, pode ser determinado o movimento da partícula esférica e sua velocidade é dada por:

$$\frac{du_p}{dt} = g \frac{(\rho_p - \rho_{Ar})}{\rho_p} - \frac{3 C_D \rho_{Ar} u_p^2}{4 \rho_p d_p} \quad (2.49)$$

Onde, u_p é a velocidade da partícula, ρ_p e ρ_{ar} são a densidade da partícula e do ar respectivamente, C_D é o coeficiente de arrasto e d_p é o diâmetro da partícula. Se a partícula atingir sua velocidade terminal, então:

$$\frac{du_p}{dt} = 0 \quad (2.50)$$

Neste caso a velocidade terminal é calculada por:

$$u_t = \left[\frac{4g (\rho_p - \rho_{Ar}) d_p}{3 C_D \rho_{Ar}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2.51)$$

O coeficiente de arrasto é função do número de Reynolds e pode ser estimado através de relações empíricas como as propostas por Willeke e Baron (1993):

$$C_D = \frac{24}{Re}(1 + 0,0916 Re), \text{ para } 0,1 < Re < 5 \quad (2.52)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} \left(1 + 0,158 Re^{2/3}\right), \text{ para } 5 < Re < 1000 \quad (2.53)$$

As gotas, geradas pela pulverização são normalmente consideradas como esferas rígidas. O movimento das gotas é um parâmetro muito importante para o desenvolvimento de modelos de simulação em torres de nebulização, pois através da trajetória das gotas é possível estimar o tempo de residência das gotas no interior da torre, o que altera o contato entre o gás e as gotas, e assim a absorção do gás pelas gotas.

3 Estudo Experimental

O estudo experimental foi realizado para avaliar o desempenho de um sistema de controle de gases poluentes, SO_2 e NO . Os testes foram realizados em três etapas: a primeira consistiu na absorção de SO_2 em solução de NaOH , em diferentes condições de operação, medindo a concentração de SO_2 de entrada e de saída da torre, a segunda na absorção de SO_2 ao longo da coluna, retirando amostras do interior da torre em várias posições e a terceira na absorção de NO em solução de H_2O_2 em diferentes condições. Este trabalho foi realizado por meio de uma bancada experimental, localizada no laboratório de Processos Térmicos e Engenharia Ambiental do Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas.

3.1 Bancada Experimental

Os testes foram realizados em uma bancada experimental composta por uma torre de nebulização, bicos pulverizadores, linha de gás com injeção de SO_2 e NO , analisador de gases, tanque de solução, sistema de injeção de NaOH e H_2O_2 e sistema de controle de pH. A figura 3.1 mostra o fluxograma da bancada experimental.

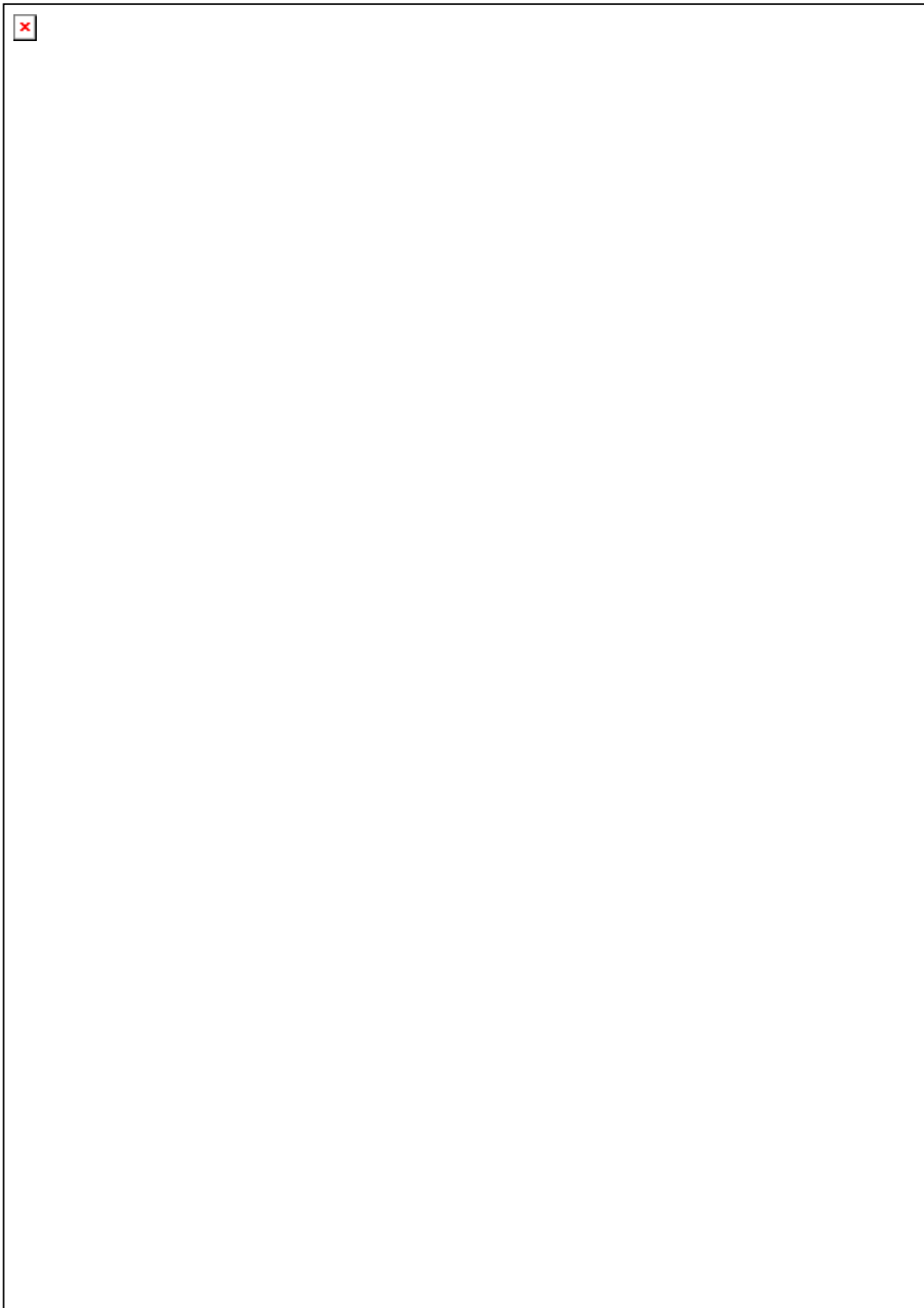


Figura 3.1: Fluxograma da bancada experimental

3.1.1 Torre de Nebulização e Bicos Pulverizadores

A torre de nebulização foi construída em acrílico, para que fosse possível observar a pulverização em seu interior. A torre era composta por seis módulos, possuía 1500 mm de altura útil (coluna de absorção) e 290 mm de diâmetro interno. A torre operou em contracorrente, dessa forma o gás em movimento ascendente e a solução em movimento descendente, através da pulverização. A figura 3.2 mostra o desenho da torre de nebulização com suas dimensões em mm. O dimensionamento da torre foi baseado em testes anteriores, em uma torre de menores dimensões, com 430 mm de altura útil e 210 mm de diâmetro.

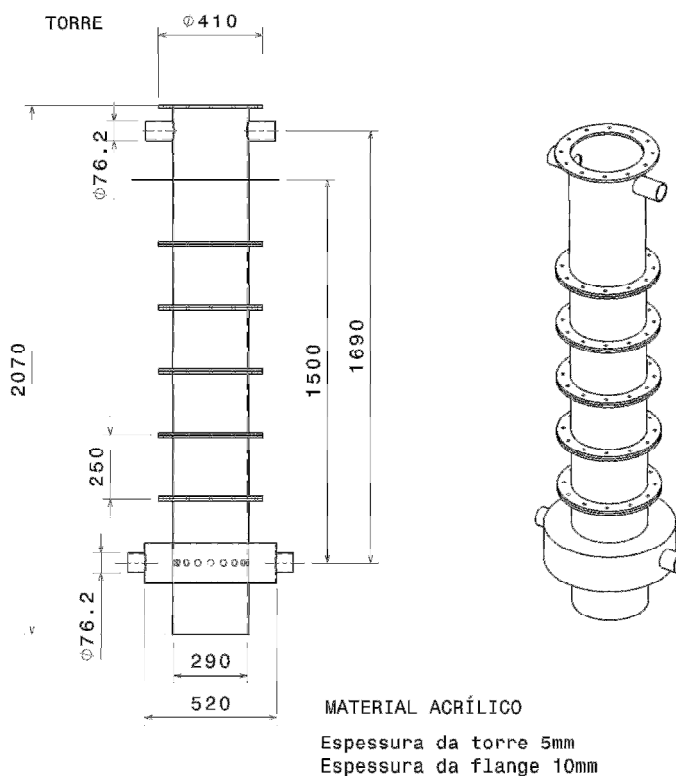


Figura 3.2: Esquema da Torre de Nebulização com dimensões em mm

A torre possuía duas entradas de gás localizadas no módulo inferior, onde havia uma câmara de distribuição, para promover a melhor distribuição do gás na entrada da coluna. Na

câmara de distribuição havia 18 orifícios de 25 mm de diâmetro cada, por onde o gás entrava na coluna de absorção. Na parte superior da torre, existem duas saídas, por onde o gás seguia para a chaminé, para dispersar o SO₂ e NO ainda existentes após a passagem do gás pela torre.

Na parte superior da torre estavam dispostos os bicos pulverizadores de pressão, localizados a 240 mm do topo e 180 mm abaixo do centro da saída de gás, para que a zona de pulverização não fosse iniciada no mesmo ponto onde há a saída de gás. Os bicos de pulverização de pressão utilizados nos testes são todos do tipo cone cheio com abertura do jato de 15° fabricados pela Spraying Systems. O menor ângulo de abertura foi escolhido, para reduzir a colisão das gotas com a parede da torre, minimizando a formação do filme de líquido. A figura 3.3 mostra o bico de pulverização de pressão cone cheio utilizado nos testes.



Figura 3.3: Bico Pulverizador de pressão cone cheio utilizado nos testes

Os bicos pulverizadores foram escolhidos de forma que atendessem as vazões de líquido necessárias para os testes. A tabela 3.1 mostra o diâmetro do orifício dos bicos pulverizadores de pressão (*Do*) e a pressão de pulverização do líquido para cada condição de operação. A figura 3.4 mostra a distribuição dos bicos na parte superior da torre.

Tabela 3.1: Características dos bicos de Pulverização

Do (mm)	Vazão de solução (l/h)	Pressão da solução (bar)	Número de bicos
2,4	800	0,65	5
2,4	1000	1,1	5
2,4	1500	2,4	5
3,2	1500	0,65	5
3,2	2000	1,15	5
4,4	800	1,35	1
4,4	1000	2,3	1
5,6	1000	0,9	1
5,6	1500	2,2	1

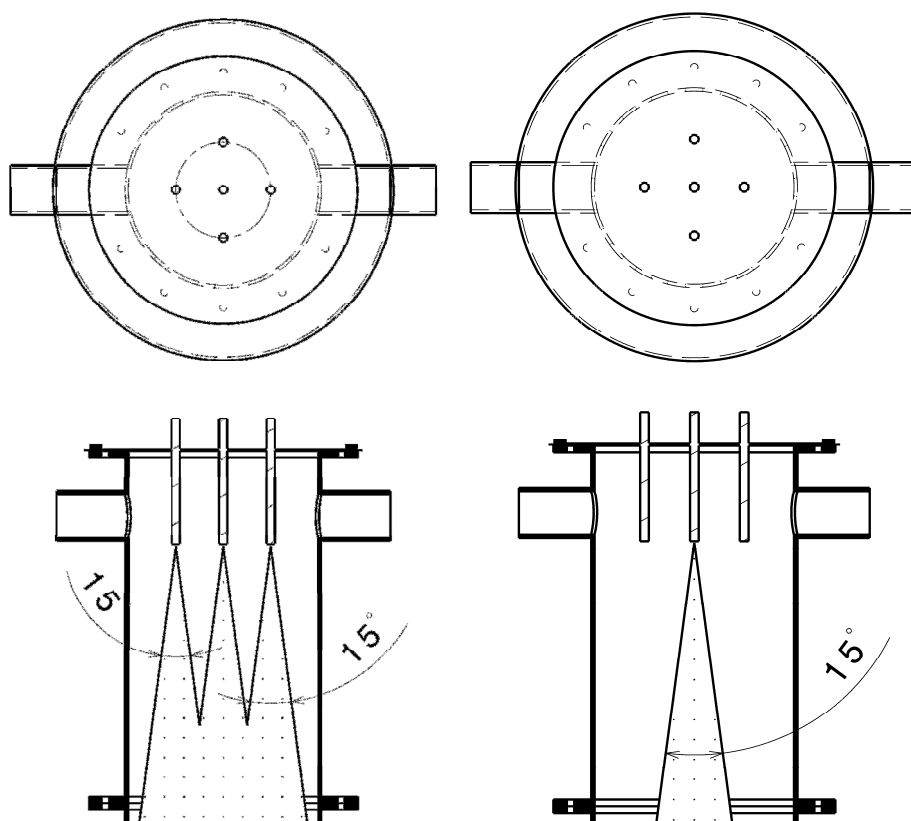


Figura 3.4: Distribuição dos bicos pulverizadores na torre.

A torre foi introduzida no tanque de solução, sobre um suporte construído em inox, de forma que apenas 200 mm da parte inferior da torre permaneciam no interior do tanque em contato com a solução. O tanque de solução, onde a solução de absorção foi armazenada, era um reservatório plástico com 580 mm de altura, 550 mm de largura e 920 mm de comprimento. Na parte inferior do tanque havia um ponto de drenagem de solução, composto por uma mangueira rígida e uma válvula esfera. No interior do tanque de solução foram medidos o pH e a temperatura da solução de absorção, por meio de um pHmetro e de um termopar tipo J respectivamente.

A solução de absorção era succionada do tanque através de uma bomba centrífuga e seguia até os bicos pulverizadores de pressão. Na saída da bomba centrífuga havia uma tubulação, que seguia até o *bypass*, onde havia uma válvula de diafragma. Após o *bypass*, a tubulação seguia com diâmetro de 1", onde havia uma válvula esfera, um rotâmetro, filtro Y e uma válvula de retenção. A solução de absorção seguia da saída da bomba centrífuga até a válvula de retenção em tubulação de PVC. Após a válvula de retenção, havia um *manifold* construído em inox para a distribuição da solução. As saídas do *manifold* foram conectadas a tubos de teflon de 1/2" de diâmetro. Esses tubos foram conectados a tubos de inox que passavam pela tampa da torre, onde estavam localizados os bicos. A figura 3.5 mostra o *manifold* e os tubos de distribuição da solução de absorção até os bicos.

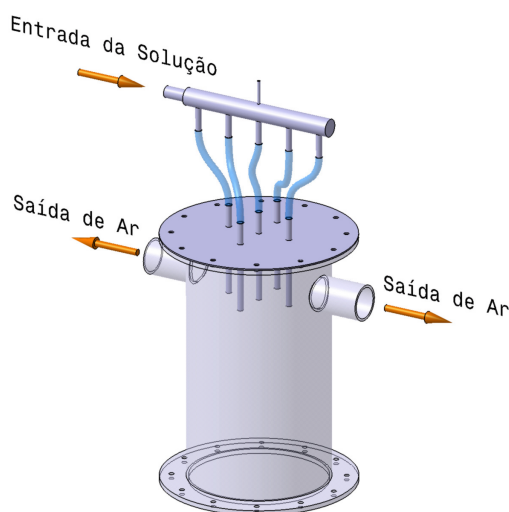


Figura 3.5: *Manifold* e tubos de distribuição da solução.

Para garantir a segurança de operação dos testes e evitar vazamentos, todas as conexões utilizadas eram de inox com sistema de cravamento com dupla anilha. O mesmo sistema foi usado tanto para os gases de contaminação quanto para as soluções. A figura 3.6 mostra a bancada experimental.



Figura 3.6: Bancada experimental

3.1.2 Linha de Gás e Injeção de SO₂ e NO

A linha de gás era composta por uma tubulação de 3" em PVC, onde era realizada a alimentação de ar, através de um soprador tipo *roots*. Na linha de gás foi realizada a injeção de SO₂ e de NO, a fim de atingir a concentração desejada dos mesmos na linha de gás. A injeção foi realizada por meio de SO₂ e NO puro engarrafado. Os cilindros estavam localizados na parte externa do laboratório e seguiam para o interior do laboratório por linhas de inox independentes.

A vazão de SO₂ e a vazão de NO eram reguladas por meio das válvulas agulha e medidas por meio de rotâmetros, para que a concentração de SO₂ no gás se mantivesse por volta de 900 ppm e de NO por volta de 600 ppm. Os tubos que carregavam os gases contaminantes eram inseridos separadamente na linha de gás por meio de conexões de inox. Na linha de gás, além dos pontos de injeção, havia também o ponto de coleta de amostra, para medir a concentração de SO₂ e de NO na linha de gás, que foi considerada a concentração de entrada da torre.

Após os pontos de injeção, o gás seguia pela tubulação de 3" de PVC, até a placa de orifício, que foi acoplada a um manômetro de coluna de água, utilizado para medir a queda de pressão na placa (ΔP). A placa de orifício foi construída de acordo com a Norma ISO 5167, para medidas de escoamento em tubos cilíndricos, sem necessidade de calibração. A temperatura da linha de gás foi medida através de um termopar tipo J. A linha de gás com os pontos de injeção, ponto de coleta de amostra e placa de orifício é mostrada figura 3.7.

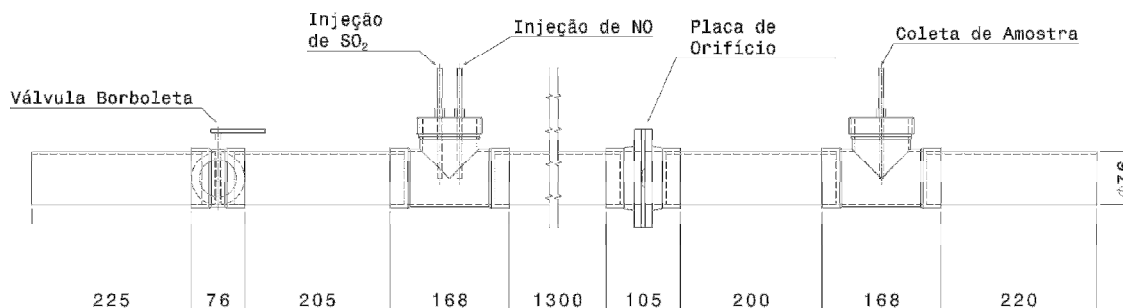


Figura 3.7: Esquema da linha de gás.

A injeção de SO₂ e de NO foram inicialmente realizados da mesma maneira. Entretanto, nos testes iniciais utilizando SO₂, foi notado que o sistema não conseguia manter a vazão necessária constante, pois o dióxido de enxofre é um gás liquefeito, e sua taxa de vaporização não foi suficiente para manter a vazão desejada em temperatura ambiente. Assim, foi montado um sistema auxiliar de aquecimento do cilindro de SO₂, onde o objetivo é elevar a pressão do SO₂ no interior do cilindro.

O sistema de aquecimento utilizado é composto por reservatório de água em inox com uma resistência de 5000 W, controlador de temperatura, relê de estado sólido e um termopar tipo J. O cilindro de SO₂ foi imerso em água no reservatório de inox, a temperatura da água foi mantida em 42°, através do controlador de temperatura, obtendo, assim, pressão de 6,5 bar no cilindro de SO₂.

3.1.3 Análise dos Gases

A análise da concentração de SO₂ e NO (ppm) foi feita por um analisador de gases, HORIBA (ENDA-1000), que possuía sistema de amostragem contínua e sistema de análise através de células de infravermelho. No caso da análise de NO o analisador de gases media a concentração de NO_x, mas a injeção de contaminante foi apenas de NO. Seu sistema de sucção fornece ao sistema de análise amostra com vazão média de 3 l/min. A figura 3.8 mostra o analisador de gases HORIBA (ENDA-1000).



Figura 3.8: Analisador de Gases Horiba (ENDA – 1000)

Foram medidas as concentrações de SO_2 e de NO de entrada e de saída da torre. A concentração de entrada da torre foi medida no ponto de coleta de amostra localizado na linha de gás. A concentração de saída foi medida em um ponto de coleta de amostra localizado em uma das saídas da torre que seguia para a chaminé. As amostras de gás seguiam dos pontos, na linha de gás e na saída da torre, até o analisador de gases através de tubos de nylon de $\frac{1}{4}$ " de diâmetro

externo. Para evitar a entrada de umidade no sistema de análise, devido o contato íntimo do gás com a solução no interior da torre, a amostra passava por um erlenmeyer, para deixar o excesso de umidade em seu interior.

3.1.4 Sistemas de Injeção das Soluções de Absorção

Os testes realizados na bancada experimental consistem basicamente na absorção de SO_2 e NO , para isto foi necessário utilizar soluções de absorção. As soluções de absorção, tanto de SO_2 quanto de NO , foram injetadas de maneira contínua no sistema por meio de uma bomba peristáltica, que possuía dois canais de alimentação e seis roletes. O ponto de injeção das soluções estava localizado na sucção da bomba centrífuga, para garantir que não houvesse retorno da solução. A injeção foi testada em alguns pontos da tubulação, após a bomba centrífuga, mas não foi possível realizar os testes dessa maneira, pois a bomba peristáltica não foi capaz de superar a pressão da solução de absorção, que seguia para os bicos pulverizadores.

No caso da absorção de SO_2 foi utilizada solução de NaOH . A alta solubilidade de NaOH em água garantiu que não houvesse problema de dissolução. A solução de NaOH , com concentração de 200 g/l, foi succionada do seu reservatório pelos dois canais de alimentação da bomba peristáltica e introduzida na sucção da bomba centrífuga.

Nos testes realizados para absorção de NO , foram utilizadas duas diferentes soluções, cada uma contendo dois componentes, como segue:

- peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e ácido nítrico (HNO_3)
- peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e sulfato ferroso (FeSO_4)

O peróxido de hidrogênio utilizado nos testes foi solução 35%, que corresponde a 395 g/l. As soluções foram inseridas na sucção da bomba pelos dois canais da bomba peristáltica. Cada canal succionava um componente da solução, a injeção no sistema foi realizada de duas maneiras:

- Cada canal succionava um componente proveniente de seu reservatório, que seguiam separadamente até a sucção da bomba centrífuga. O contato entre os componentes da solução ocorria no interior da tubulação de solução de absorção, que seguia para os bicos pulverizadores. Este método foi utilizado somente para a solução de H_2O_2 e FeSO_4 .
- Cada canal succionava um componente proveniente de seu reservatório e eram unidos através de uma conexão “T”. A mistura entre os componentes ocorria um metro antes da sucção da bomba centrífuga. Este método foi utilizado tanto para H_2O_2 e HNO_3 quanto para H_2O_2 e FeSO_4 .

A vazão da bomba peristáltica era ajustada através da rotação dos roletes e medida por um rotâmetro. Nos casos onde foram utilizados os dois canais da bomba separadamente, não foi possível utilizar o rotâmetro, mas as vazões necessárias foram anteriormente ajustadas e medidas pelo rotâmetro, para que após sua retirada fosse possível apenas ajustar a vazão através da rotação dos roletes.

3.1.5 Recirculação e Eliminação da Solução da Torre

Os testes de absorção de SO_2 foram realizados com recirculação, assim a solução era succionada pela bomba centrífuga, pulverizada pelos bicos e retornava ao tanque de solução. Já no caso da absorção de NO , os testes foram realizados de duas maneiras diferentes:

- Com recirculação, onde a solução era succionada pela bomba centrífuga, pulverizada e retornava ao tanque.
- Sem recirculação, onde a solução succionada e pulverizada era totalmente eliminada. Como havia saída contínua da solução, havia também entrada contínua de água.

Os testes de absorção de NO , onde não houve recirculação, foi utilizado um dispositivo para retirar a solução do interior da torre. O dispositivo foi inserido e instalado no interior da torre, abaixo da entrada de ar. O dispositivo era acoplado a uma mangueira flexível de 1”, que era

inserida no ponto de drenagem da solução do tanque. Desse modo a solução de absorção pulverizada foi coletada pelo dispositivo e eliminada do reservatório. Para que não houvesse vazamento, o dispositivo foi produzido com diâmetro próximo ao diâmetro interno da torre e fixado na parede interna da torre. A figura 3.9 mostra o dispositivo para retirada da solução no interior da torre.

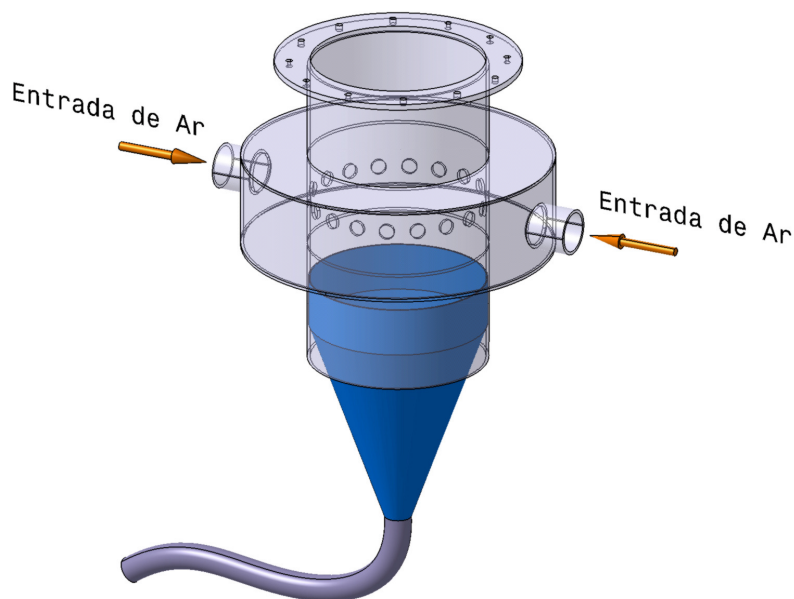


Figura 3.9: Dispositivo para retirada de solução da Torre.

A tabela 3.2 mostra os instrumentos de medição utilizados da bancada experimental de absorção de SO_2 e NO .

Tabela 3.2: Instrumentos de medição da bancada de absorção de SO₂

Instrumento	Variável medida	Característica	Precisão
Válvula reguladora de pressão para SO ₂	Pressão interna do cilindro e pressão da linha de SO ₂	Pressão interna do cilindro de 0 a 10 bar Pressão da linha de 0 a 14 bar	0,5 bar
Válvula reguladora de pressão para NO	Pressão interna do cilindro e pressão da linha NO	Pressão interna do cilindro de 0 a 250 bar Pressão da linha de 0 a 14 bar	0,5 bar
Placa de orifício	Vazão de gás contaminado	Diâmetro 78 mm Diâmetro orifício 58 mm	0,8 %
Manômetro de coluna de água	Diferença de pressão do gás contaminado (ΔP)	Pressão máxima 1000 mm CA	1 mm
Rotâmetro para SO ₂ 1 atm 21°C	Vazão de SO ₂	Vazão de SO ₂ 80 a 800 l/h	5 %
Rotâmetro para NO 1 atm 21°C	Vazão de NO	Vazão de NO de 25 a 250 l/h	5 %
Rotâmetro para Solução ácida ou alcalina	Vazão de solução para pulverização	Vazão da solução de 250 a 2500 l/h	2 %
Manômetro	Pressão do líquido nos pulverizadores	Pressão de 0 a 6 bar	0,05 bar
Termopar	Temperatura da solução e do gás	Tipo J	1 °C
Analizador de gases Horiba	Concentração de SO ₂ e NO no gás contaminado.	Modelo ENDA - 1000	5 ppm
Analizador de pH	pH da solução	0 - 14 pH	0,1

3.1.6 Dispositivos de Coleta de Amostra no Interior da Torre.

Nos testes de absorção de SO_2 ao longo da torre, como há o contato íntimo entre o gás e a solução, foi necessário desenvolver um dispositivo de coleta, que fosse capaz de coletar amostra de gás no interior da torre sem arrastar com ela grande quantidade de umidade, pois isto poderia interferir nas medições e ocasionar problemas ao analisador de gases. O coletor foi conectado a um tubo flexível, que carregavam a amostra até o analisador e permitia a mudança de posição do coletor no interior da torre.

No primeiro coletor desenvolvido foi utilizado um reservatório plástico acoplado a um tubo de nylon (1/4”), que conduzia a amostra até o analisador de gases. No reservatório foi introduzido um tubo, onde na extremidade havia vidro poroso, cuja função seria reter a umidade evitando que ela subisse em direção ao tubo que carrega a amostra. Na parte inferior do reservatório foi introduzido um tubo de nylon, por onde o gás era succionado para o interior do reservatório e então subia pelo vidro poroso até o tubo que carregava a amostra até o analisador. A figura 3.10 mostra o primeiro dispositivo de coleta de amostra e seu esquema com dimensões em mm. Não foi possível realizar os testes com este dispositivo, pois o acúmulo de água no interior do reservatório era grande, o que impedia a realização de várias medições. Além disso, o acúmulo de umidade no vidro poroso, devido a sua grande área interfacial também poderia causar interferência.

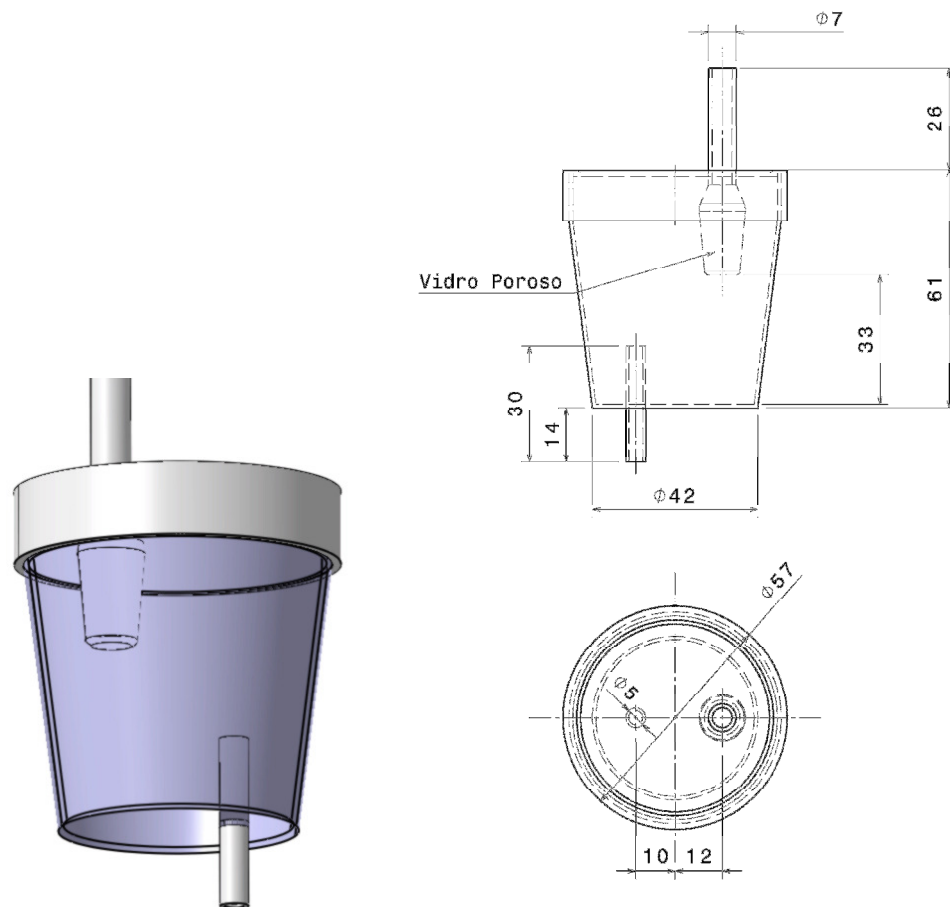


Figura 3.10: Primeiro dispositivo para coleta de amostra no interior da torre

O segundo dispositivo de coleta de amostra foi elaborado, de forma que pudesse impedir que a umidade fosse carregada pela mistura, através de uma barreira física, utilizando uma tela de nylon. O dispositivo era composto por três módulos, na parte inferior de cada módulo havia uma tela de nylon, com fio de 0,3 mm de espessura e área de passagem de 1,3 mm x 1,3 mm. Os módulos eram rosqueados um ao outro e conectados a um tubo flexível (diâmetro externo de 1/4"). Foram realizados alguns testes, mas foi notada ainda a presença de umidade no último módulo, o que fez com que o dispositivo fosse descartado. A figura 3.11 mostra o segundo dispositivo de coleta.

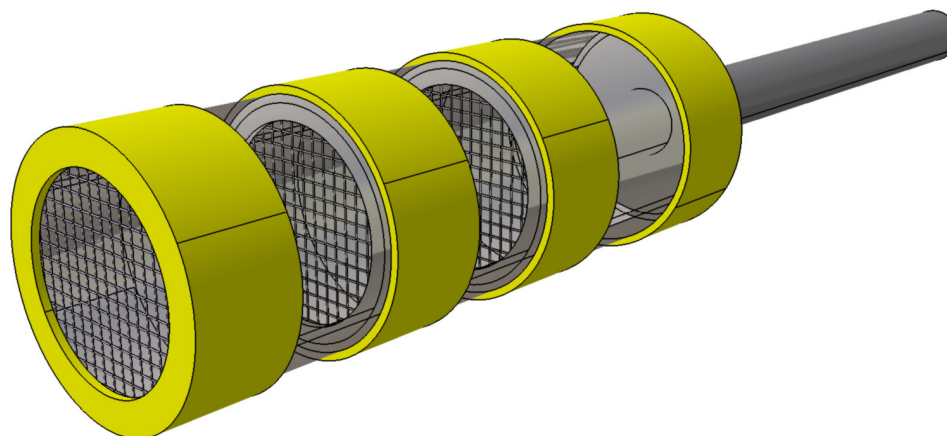


Figura 3.11: Segundo dispositivo de coleta de amostra.

O terceiro dispositivo de coleta é similar ao segundo, porém este possui quatro módulos. Foram realizados alguns testes, mas foi notado que na borda do módulo inferior havia a formação de um filme de líquido, o que poderia influenciar os testes, pois parte do filme poderia ser arrastado pelo gás para o interior do último módulo. A figura 3.12 mostra o esquema do terceiro dispositivo e suas dimensões em mm.

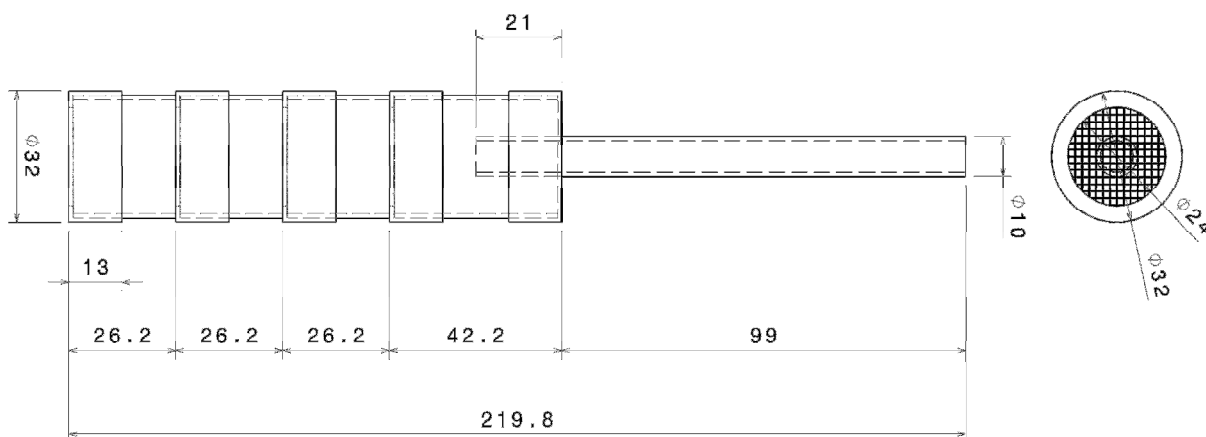


Figura 3.12: Terceiro dispositivo de coleta de amostra com dimensões em mm.

O quarto dispositivo de coleta de amostra era composto por quatro módulos, como o terceiro dispositivo, mas apresentava uma cobertura de proteção de material plástico com 1 mm de espessura, para fosse reduzido o filme de líquido na borda do módulo inferior. Este foi o

dispositivo utilizado nos testes de absorção ao longo da torre. A figura 3.13 apresenta o quarto dispositivo de coleta de amostra e a figura 3.14 mostra seu esquema com suas dimensões em mm.

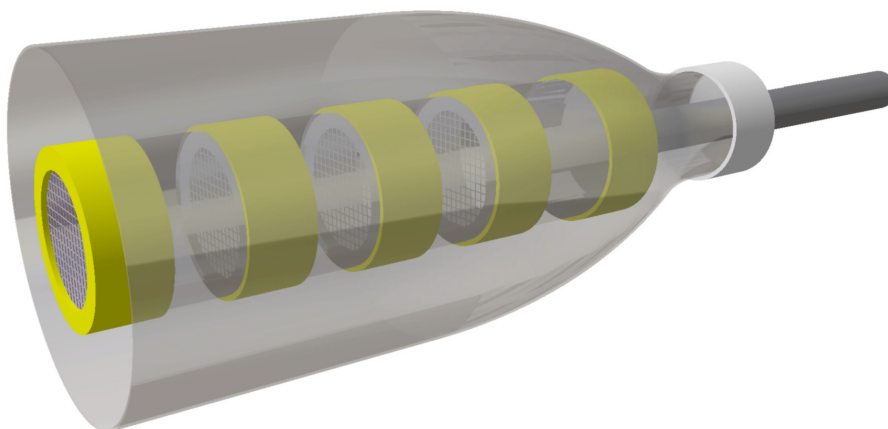


Figura 3.13: Quarto dispositivo de coleta.

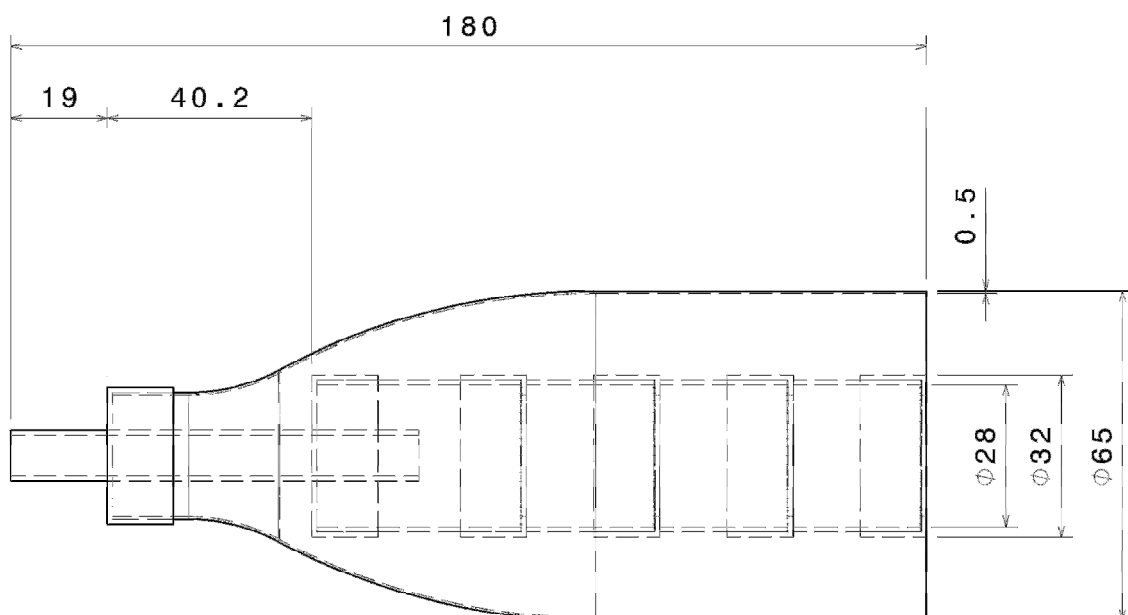


Figura 3.14: Quarto dispositivo de coleta de amostra com dimensões em mm.

O dispositivo utilizado nos testes, apresentado na figura 3.13, estava conectado a um tubo flexível que seguia para o analisador de gases. Primeiramente o tubo flexível foi introduzido em um orifício localizado na tampa superior da torre, passando pelo interior da torre, de maneira que fosse possível conectar o dispositivo de coleta de amostra ao tubo. Depois de conectado o

dispositivo ao tubo, o dispositivo era fixado na posição de medição. A primeira medição foi realizada com o dispositivo na altura do centro dos orifícios de entrada de gás e a última a 1250 mm do centro dos orifícios da câmara de distribuição de gás.

A figura 3.15 mostra o dispositivo no interior da torre conectado ao tubo flexível, que seguia par ao analisador de gases. A posição do dispositivo de coleta de amostra variava apenas em função da altura da coluna de absorção.

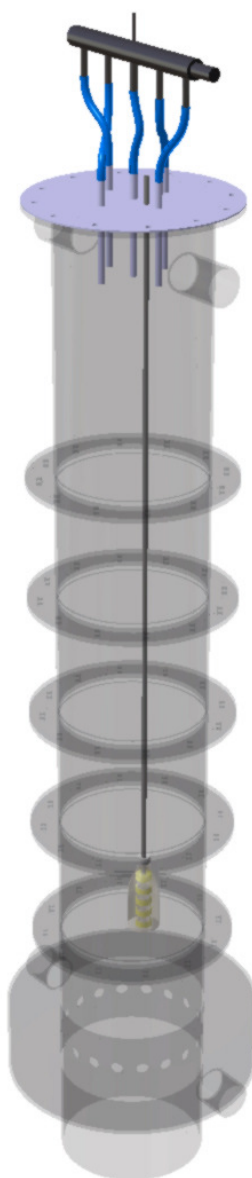


Figura 3.15: Dispositivo de coleta de amostra no interior da torre

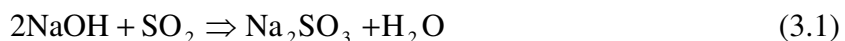
3.2 Metodologia

Os testes foram realizados em três partes, a primeira a primeira foi a absorção de SO_2 , a segunda a absorção de SO_2 ao longo da torre, retirando amostra do interior da torre e a terceira a absorção de NO . Para a realização dos testes, foram primeiramente definidas as velocidades do gás no interior da torre (0,4 a 1,6 m/s), e a seguir as vazões que seriam utilizadas, para obter uma ampla faixa de relações L/G . Os bicos de pressão foram definidos de forma que atendessem a vazão de solução, considerando a pressão de trabalho máxima de 3 bar.

3.2.1 Absorção de SO_2

Na primeira parte do estudo experimental, que foi composta pelos testes de absorção de SO_2 em solução de NaOH , cada vazão de líquido foi testada com sete vazões de ar, o que representou uma série de testes. As vazões de líquido utilizadas foram de 800, 1000, 1500 e 2000 l/h. Além disso, cada vazão de líquido foi testada com conjuntos de cinco bicos e com apenas um bico. Não foi possível realizar os testes com apenas um bico para a vazão de 2000 l/h, embora o bico tenha sido especificado para esta condição, pois a bomba não atingiu a pressão necessária. A concentração de SO_2 se manteve constante em torno de 900 ppm para todas as condições de operação.

Para garantir a reação de todo o SO_2 com NaOH , foi calculada a vazão necessária de NaOH , de acordo com a estequiometria da reação 3.1 e considerado um acréscimo de 10% na vazão. Embora, os testes tenham sido realizados em concentrações próximas a 900 ppm, a vazão de gás aumentava no decorrer dos testes, assim, para cada vazão de gás, a vazão da bomba peristáltica era ajustada. Durante os experimentos o pH da solução no tanque foi monitorado somente para verificar se a solução injetada estava acima da necessária, mantendo assim o pH do tanque alcalino. O cálculo da vazão de NaOH depende da estequiometria da reação, da vazão de ar e da concentração de SO_2 .



O volume de solução no tanque de recirculação foi renovado a cada série ou no máximo a cada duas séries de testes, dependendo da necessidade de troca dos bicos. Não houve problema de saturação de Na_2SO_3 na solução no tanque, pois a solubilidade do Na_2SO_3 segundo Lide (1998) é de 26,3 g/100g de água e no caso de duas séries de testes a concentração máxima de Na_2SO_3 no tanque foi de aproximadamente 1,5 g/100 g de água, considerando 250 litros da água no tanque. A tabela 3.3 mostra as velocidades e as vazões de gás no interior da torre, bem como a vazões de SO_2 e a vazão mássica de NaOH necessária para os testes de absorção de SO_2 .

Tabela 3.3: Condições de operação do gás na torre e vazão mássica necessária de NaOH

Velocidade do gás (m/s)	Vazão de gás (m ³ /h)	Vazão de SO ₂ (l/h) 900 ppm	Vazão de NaOH (g/h)
0,4	95,1	85,6	305,7
0,6	142,7	128,4	458,6
0,8	190,2	171,2	611,4
1,0	237,8	214,0	764,3
1,2	285,3	256,8	917,2
1,4	332,9	299,6	1070,0
1,6	380,5	342,4	1222,9

A tabela 3.4 mostra as diferentes condições de pulverização do líquido utilizadas para cada vazão de gás apresentada na tabela 3.3.

Tabela 3.4: Condições de operação da solução de pulverização

Vazão de Solução (l/h)	Número de bicos	Diâmetro do Orifício do Bico (mm)
800	5	2,4
1000	5	2,4
1500	5	2,4
1500	5	3,2
2000	5	3,2
800	1	4,4
1000	1	4,4
1500	1	5,6
2000	1	5,6

Na análise das concentrações de SO_2 , para garantir a estabilidade da medição da concentração foi utilizado o tempo de resposta de 4min e 30 segundos para cada amostra, contados a partir da abertura da válvula da linha que envia a amostra ao analisador. O mesmo procedimento foi realizado para as concentrações de entrada e de saída na torre. Este tempo de resposta foi suficiente, pois o tempo de resposta estimado do analisador para SO_2 é de 4 min. Após a medição da concentração de entrada de SO_2 , era realizada a medição da concentração de saída, mas neste caso, a medida foi repetida mais quatro vezes, com intervalos de 30 segundos, para verificar a oscilação da concentração de saída de SO_2 na torre.

3.2.2 Absorção de SO_2 ao Longo da Torre

A segunda parte do estudo experimental foi constituída pelo estudo da absorção de SO_2 ao longo da torre, com auxílio do dispositivo de retirada da amostra de gás no interior da torre. Os testes foram realizados com soluções de NaOH, com conjunto de cinco bicos de diâmetro de

orifício 2,4 mm e 3,2 mm e também com apenas um bico de diâmetro do orifício de 5,6 mm, com vazão de líquido de 1500 l/h, vazão de gás de 237,8 m³/h e com concentração de SO₂ no gás na entrada da torre por volta de 900 ppm. A tabela 3.5 as condições de operação dos testes de absorção de SO₂ ao longo da torre.

Tabela 3.5: Condições de operação dos testes de absorção ao longo da torre

Vazão de líquido 1500 l/h	
Vazão de gás de 237,8 m ³ /h	
Diâmetro do orifício do bico (mm)	Número de bicos
2,4	5
3,2	5
5,6	1

Os testes foram realizados a partir da entrada de ar, no centro dos orifícios da câmara de distribuição de gás, que foi considerado o ponto inicial de medição e o último ponto de medição foi localizado abaixo dos bicos pulverizadores a 1250 mm da entrada de gás. A tabela 3.6 mostra os pontos de medição em que foram realizadas as medições da concentração de SO₂ ao longo da altura da torre.

A concentração de entrada de SO₂ foi medida da mesma maneira que os testes de absorção de SO₂. No caso das medições ao longo da torre, em cada ponto de medição, a concentração era medida após 4 minutos e 30 segundos do dispositivo ser fixado no ponto de medição e as quatro seguintes eram realizadas com intervalos de 30 segundos.

Tabela 3.6: Pontos de medição da concentração de SO₂ ao longo da altura da torre

Altura da torre em relação a entrada de gás (mm)
0
125
250
375
500
625
750
1000
1250

3.2.3 Absorção de NO

A terceira parte do estudo experimental, que compreende a absorção de NO, foram utilizadas as mesmas vazões de gás utilizadas nos experimentos de SO₂. Quanto a vazão de solução foram utilizadas apenas vazões de 1000 e 1500 l/h com cinco bicos, com orifício de 2,4 mm de diâmetro. Os testes de absorção de NO foi realizado com diferentes soluções de absorção e também com recirculação e sem recirculação da solução de absorção, como segue:

- Peróxido de hidrogênio (H₂O₂) e ácido nítrico (HNO₃) com mistura entre ele antes da injeção na sucção da bomba centrífuga e sem recirculação;
- Peróxido de hidrogênio (H₂O₂) e sulfato ferroso (FeSO₄) sem mistura entre ele antes da injeção na sucção da bomba centrífuga e sem recirculação;

- Peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e sulfato ferroso (FeSO_4) com mistura entre eles antes da injeção na sucção da bomba centrífuga e sem recirculação;
- Peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e sulfato ferroso (FeSO_4) sem mistura entre eles antes da injeção na sucção da bomba centrífuga e com recirculação.

A tabela 3.7 mostra as diferentes condições de operação e as soluções utilizadas nos ensaios de absorção de NO.

Nos testes de NO utilizando soluções de H_2O_2 e FeSO_4 , onde não havia recirculação, havia necessidade de ajuste do pH da solução no reservatório, que foi mantido em 3, pois de acordo com Bigda (1995), o valor ideal de pH para a reação fenton, na maioria das aplicações, está na faixa entre 3 e 4. Para controlar o pH foi injetada uma solução de HNO_3 através da bomba de diafragma ligado ao pHmetro. Com a entrada contínua de água, o pH do tanque aumentava e assim que o pHmetro acusasse pH maior que 3 acionava a bomba de diafragma, que injetava HNO_3 . A injeção da solução foi realizada na entrada de água do sistema, onde havia a maior zona de turbulência, que pode favorecer a distribuição da solução e permitir a maior homogeneidade no reservatório.

Nos testes utilizando H_2O_2 e FeSO_4 com recirculação, a solução do tanque foi preparada com uma determinada concentração FeSO_4 , porém havia injeção contínua de H_2O_2 , o que tornaria a solução do tanque cada vez mais ácida. Assim, para controlar o pH, que foi mantido em 3, foi injetada solução de NaOH através da bomba de diafragma acionada pelo pHmetro.

O sistema de análise das concentrações de NO foi similar ao utilizado para os testes de SO_2 , a diferença se encontra no tempo de resposta do analisador de gases. O tempo de resposta considerado nos testes foi de 2 minutos, para a concentração de entrada e de saída de NO, sendo que o tempo estimado para o analisador é de 1 minuto. Para a concentração de saída também foram realizadas mais quatro medições, com intervalos de 30 segundos, para verificar a oscilação da concentração de saída da torre.

Tabela 3.7: Condições de operação e concentrações das soluções utilizadas nos testes de absorção de NO

Solução	Concentração da solução (g/l)	Vazão da solução (l/h)	Mistura antes da sucção da bomba	Recirculação
H ₂ O ₂ /HNO ₃	H ₂ O ₂ - 2 g/l	1500	Com mistura	Sem recirculação
	HNO ₃ - 0,26 g/l			
H ₂ O ₂ /HNO ₃	H ₂ O ₂ - 2 g/l	1500	Com mistura	Sem recirculação
	HNO ₃ - 1,12 g/l			
H ₂ O ₂ /FeSO ₄	H ₂ O ₂ - 1,5 g/l	1000 e 1500	Sem mistura	Sem recirculação
	FeSO ₄ - 0,038 g/l			
H ₂ O ₂ /FeSO ₄	H ₂ O ₂ - 2 g/l	1000 e 1500	Sem mistura	Sem recirculação
	FeSO ₄ - 0,051 g/l			
H ₂ O ₂ /FeSO ₄	H ₂ O ₂ - 1,5 g/l	1000 e 1500	Sem mistura	Sem recirculação
	FeSO ₄ - 0,076 g/l			
H ₂ O ₂ /FeSO ₄	H ₂ O ₂ - 2 g/l	1000 e 1500	Sem mistura	Sem recirculação
	FeSO ₄ - 0,102 g/l			
H ₂ O ₂ /FeSO ₄	H ₂ O ₂ - 1,5 g/l	1000 e 1500	Com mistura	Sem recirculação
	FeSO ₄ - 0,076 g/l			
H ₂ O ₂ /FeSO ₄	H ₂ O ₂ - 1,5 g/l	1000 e 1500	Com mistura	Sem recirculação
	FeSO ₄ - 0,102 g/l			
H ₂ O ₂ /FeSO ₄	H ₂ O ₂ - 1,5 g/l	1000 e 1500	Sem mistura	Com recirculação
	FeSO ₄ - 0,038 g/l			

4 Estudo Teórico da Absorção de SO₂ em Torre de Nebulização

O estudo teórico realizado tem o objetivo de simular o funcionamento de uma torre de nebulização para absorção de SO₂, utilizando os dados provenientes do estudo experimental. A simulação considera o funcionamento contracorrente da torre de nebulização, gás em movimento ascendente e a solução em movimento descendente, na forma de gotas geradas pela pulverização. O estudo teórico também compara os resultados teóricos de absorção ao longo da torre com os resultados obtidos pelas medições no interior da torre. A simulação foi elaborada em linguagem Visual Basic for Applications (VBA).

Para a realização do estudo teórico, as seguintes hipóteses foram admitidas: diâmetro das gotas constante e calculado, distribuição uniforme das gotas no interior da torre, velocidade constante do gás e movimento vertical das gotas considerando sua desaceleração. A absorção de SO₂ pela solução de absorção é acompanhada por reação instantânea e irreversível, assim, em cada secção, a concentração de SO₂ na interface foi considerada zero.

A partir dos dados de entrada, como vazão mássica de solução, pressão de trabalho da solução, vazão de gás, concentração de entrada de SO₂ na torre e altura da torre a simulação gera a concentração teórica de saída de SO₂ na torre.

A torre foi dividida em “*n*” secções *dZ*, e em cada segmento foi calculado o coeficiente de transferência de massa e a concentração de SO₂ absorvido. A taxa de transferência de massa foi constante na secção. Através do balanço de massa de SO₂, foi obtida a concentração de SO₂ na saída da secção. Esta foi considerada a concentração inicial da próxima secção. Assim, foi possível conhecer a variação da concentração de SO₂ ao longo do eixo longitudinal da torre. Foi considerada a secção *dZ* de 1 mm e a altura real da torre 1,5 m.

A secção inicial da simulação foi considerada na entrada de gás, no centro dos orifícios da câmara de distribuição de gás. Para iniciar o cálculo de transferência de massa ao longo da torre é necessário conhecer a velocidade das gotas, que seguem contra-corrente ao gás. Desse modo, foi realizado o cálculo da evolução da velocidade das gotas a partir da saída dos bicos

pulverizadores. A velocidade inicial das gotas foi assumida como sendo igual a velocidade média de saída do líquido do bico pulverizador. Esta consideração foi feita, pois o bico pulverizador é de cone cheio, portanto, não há formação de cone de ar no canal de saída do bico e a seção transversal de escoamento do líquido coincide com a seção transversal do canal de saída. A variação da velocidade da gota ao longo da coordenada axial da torre foi calculada através do balanço de forças na gota, considerando-a como uma esfera rígida e de massa constante. A figura 4.1 mostra o fluxograma da simulação da absorção de SO_2 na torre de nebulização. Na simulação foram consideradas as propriedades físicas do ar e da água, pois a concentração da solução de absorção e do gás é baixa.

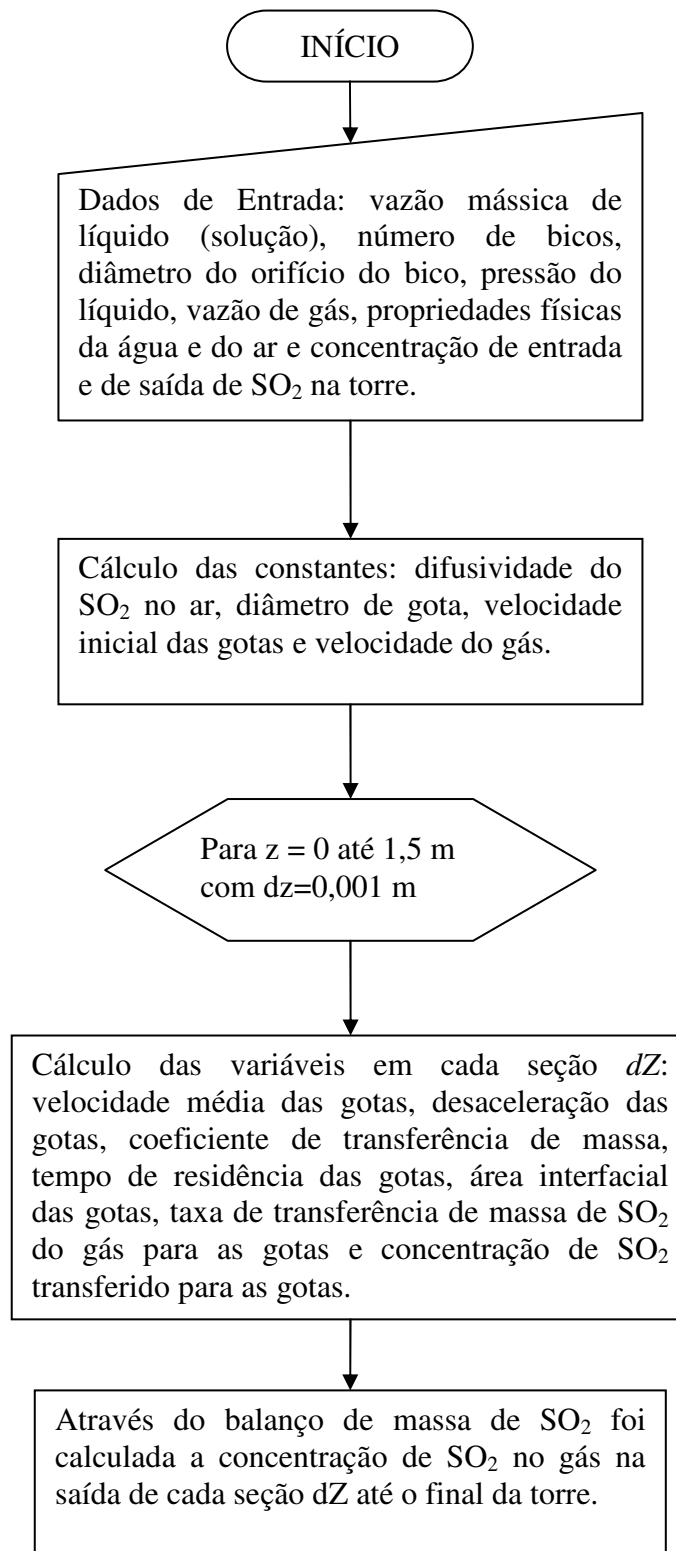


Figura 4.1: Fluxograma da simulação da absorção de SO₂ na Torre de nebulização

4.1 Dados de Entrada e Sequência para o Cálculo da Altura Teórica da Torre

A simulação é composta basicamente pelos dados de entrada, que são dados provenientes do estudo experimental e as propriedades físicas do ar e da água, pelas constantes, como difusividade do SO_2 no ar, velocidade do gás no interior da torre e diâmetro de gota, velocidade inicial das gotas na saída do bico e por fim pelas variáveis que são: velocidade, desaceleração, tempo de residência das gotas, área interfacial das gotas, coeficiente de transferência de massa e a taxa de transferência de massa do SO_2 do gás para as gotas.

4.1.1 Dados de Entrada

- Concentração de entrada de SO_2 na torre (m^3/s)
- Vazão mássica de solução (kg/s)
- Número de bicos
- Diâmetro do orifício dos bicos de pressão (m)
- Vazão de gás (m^3/s)
- Diâmetro interno da torre (290 mm)
- Viscosidade da água ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)
- Tensão superficial da água (N/m)
- Densidade da água (kg/m^3)
- Densidade do ar (kg/m^3)

A tabela 4.1 mostra as propriedades do gás e da água a 30°C utilizadas na simulação

Tabela 4.1: Propriedades físicas da água e do ar a 30°C

	Densidade (kg/m ³)	Viscosidade (kg/s m)	Tensão superficial (N/m)
Água	995,65	7,976E-04	0,0712
Ar	1,13	-	-

Fonte: Lide (1998)

4.1.2 Cálculo das Constantes

- Difusividade do SO₂ no Ar

De acordo com Cussler (1997) a difusividade do SO₂ no ar ($D_{SO_2/Ar}$) pode ser estimada pela relação de Chapman-Enskog, como segue:

$$D_{SO_2/Ar} = \frac{1,86 \times 10^{-3} T^{3/2} (1/M_A + 1/M_B)^{1/2}}{P \phi_{AB}^2 \Omega} \quad (4.1)$$

Em que $D_{SO_2/Ar}$ é o coeficiente de difusão de SO₂ no ar, T é a temperatura absoluta em Kelvin, P é a pressão em atmosferas e M_A e M_B são os pesos moleculares das substâncias (SO₂ e ar), ϕ_{AB} é o diâmetro de colisão, que é obtido através da média dos diâmetros de colisão em Angstrom, e Ω é um número adimensional. Tanto ϕ_{AB} e Ω são propriedades moleculares características da teoria.

- Velocidade do gás no interior da torre

$$u_{gás} = \frac{Q_{gás}}{A_{torre}} \quad (4.2)$$

$$A_{torre} = \frac{\pi Di^2}{4} \quad (4.3)$$

Onde, $u_{gás}$ é a velocidade do gás, $Q_{gás}$ é a vazão de gás, A_{torre} é a área da torre e Di é o diâmetro interno da torre.

- Diâmetro de Gota

O cálculo do diâmetro de gota foi realizado através da relação proposta por Lefebvre (1989), como segue:

$$DMS = 2,25 \sigma_L^{0,25} \mu_L^{0,25} \dot{m}_L^{0,25} \Delta P_L^{-0,5} \rho_{gás}^{-0,25} \quad (2.43)$$

Onde, DMS é o diâmetro de gota médio Sauter (m), σ_L é a tensão superficial do líquido (N/m), μ_L é a viscosidade do líquido (kg/s m), $\dot{m}_L$ é a vazão mássica de líquido (kg/s), ΔP_L pressão diferencial de injeção do líquido (Pa) e $\rho_{gás}$ é a densidade do gás (kg/m³). Esta relação foi utilizada, pois é apropriada para bicos de pressão em geral, sem restrições em relação a vazão e pressão utilizada.

- Velocidade inicial das gotas na saída do bico

A velocidade inicial (u_0) na saída do bico foi considerada como sendo a velocidade média de saída da solução no orifício do bico pulverizador (vazão total dividida pela área do orifício do bico), considerando a conservação da quantidade de movimento, mas desconsiderando a energia cinética que pode ser gasta para formação de área. Esta consideração foi feita, pois não foi possível medir a velocidade da gota. Assim,

$$u_0 = \frac{Q_L}{A_o} \quad (4.4)$$

$$A_o = \frac{\pi D_o^2}{4} \quad (4.5)$$

Onde, Q_L é a vazão de líquido, A_o é a área do orifício do bico e Do é o diâmetro do orifício do bico.

4.1.3 Cálculo das Variáveis

O cálculo das variáveis foi realizado em cada seção dZ (1mm), desde a seção inicial no centro da câmara de distribuição de gás até os bicos pulverizadores, onde se obtém a concentração de saída de SO_2 na torre.

- Velocidade da Gota

Para o cálculo da velocidade da gota em cada seção dZ foi considerado o movimento uniformemente variado, de acordo com as seguintes equações:

$$dZ = u_0 t + a_{gota} \frac{t^2}{2} \quad (4.6)$$

$$u_{gota} = u_0 + a_{gota} t \quad (4.7)$$

$$u_{mgota} = \frac{u_{gota} + u_0}{2} \quad (4.8)$$

Onde, dZ é a seção da torre de 1 mm, u_{gota} é a velocidade final da gota na seção dZ , u_{mgota} é a velocidade média da gota na seção dZ , u_0 é a velocidade inicial da gota, a_{gota} é a desaceleração da gota e t é o tempo. A velocidade inicial (u_0) na saída do bico foi considerada como sendo a velocidade média de saída da solução no orifício do bico, como foi mostrado na equações 4.4. Nas demais seções a velocidade inicial (u_0) foi considerada como sendo a velocidade final da seção anterior.

- Desaceleração da Gota

Para calcular a desaceleração da gota, foi considerada que a desaceleração era constante em cada seção d_Z , a partir da velocidade inicial foi calculada a desaceleração na primeira seção e assim a velocidade da próxima seção, até o final da torre.

$$\frac{du_{gota}}{dt} = \frac{g(\rho_L - \rho_{gás})}{\rho_L} - \frac{3C_D \rho_{gás} u_{gota}^2}{4\rho_L d_{gota}} \quad (2.49)$$

Onde, u_{gota} é a velocidade média da gota na seção d_Z , t é o tempo, g é a aceleração da gravidade, ρ_L é a densidade do líquido, $\rho_{gás}$ é a densidade do gás, C_D é o coeficiente de arrasto e d_{gota} é o diâmetro de gota. Para determinar a velocidade e a desaceleração em cada seção é necessário utilizar correlações referentes ao Coeficiente de arrasto em função do número de Reynolds. Assim, de acordo com o número de Reynolds foi utilizada a correlação adequada proposta por Willeke e Baron (1993), para uma esfera rígida, como segue:

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,0916 Re), \text{ para } 0,1 < Re < 5 \quad (2.52)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,158 Re^{2/3}), \text{ para } 5 < Re < 1000 \quad (2.53)$$

Onde, C_D é o coeficiente de arrasto e Re é o número de Reynolds.

$$Re = \frac{d_{gota} (u_{gota} + u_{gás}) \rho_{gás}}{\mu_{gás}} \quad (4.9)$$

Onde, d_{gota} é o diâmetro de gota, u_{gota} é a velocidade da gota, $u_{gás}$ é a velocidade do gás, $\rho_{gás}$ é a densidade do gás, $\mu_{gás}$ é a viscosidade do gás. Para calcular Re é necessário considerar a velocidade relativa das gotas contracorrente ao gás.

- Coeficiente de Transferência de Massa

O coeficiente de transferência de massa foi calculado de acordo com a correlação proposta por Froessling (1938), como segue:

$$Sh = 2,0 + 0,552 Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad (2.10)$$

Onde: Sh é o número de Sherwood, Re número de Reynolds e Sc número de Schmidt

$$Sh = \frac{d_p km}{D_{AB}} \quad (2.11)$$

$$Re = \frac{d_p u_p \rho_{gás}}{\mu_{gás}} \quad (2.12)$$

$$Sc = \frac{\mu_{gás}}{\rho_{gás} D_{AB}} \quad (2.13)$$

Partindo da relação 2.10, temos:

$$km = \frac{D_{SO_2/Ar}}{d_{gota}} \left[2 + 0,552 \left(\frac{d_{gota} (u_{gota} + u_{gás}) \rho_{gás}}{\mu_{gás}} \right)^{1/2} \left(\frac{\mu_{gás}}{\rho_{gás} D_{SO_2/Ar}} \right)^{1/3} \right] \quad (4.10)$$

Onde, km é o coeficiente de transferência de massa, d_{gota} é o diâmetro de gota, $D_{SO_2/Ar}$ é a difusividade do SO_2 no ar, u_{gota} é a velocidade da gota, $u_{gás}$ é a velocidade do gás e $\rho_{gás}$ é a densidade do gás e $\mu_{gás}$ é a viscosidade do gás. Como foi considerada a desaceleração das gotas, o coeficiente de transferência de massa varia ao longo da torre, pois ele é função do número de Reynolds, que por sua vez é função da velocidade. O coeficiente de transferência de massa também é função do diâmetro de gota, que neste caso foi considerado constante, igual ao diâmetro Sauter (calculado), pois não foi considerada a coalescência entre as gotas e a quebra de gotas.

- Tempo de Residência das Gotas

O tempo de residência das gotas (Tr_{gota}) na seção dZ é função do comprimento dZ e da velocidade média da gota (u_{mgota}), como segue:

$$Tr_{gota} = \frac{dZ}{u_{mgota}} \quad (4.11)$$

A velocidade da gota (u_{mgota}) é a velocidade média da gota na seção dZ , calculada a partir das equações 4.6, 4.7 e 4.8.

- Área Interfacial das Gotas

A área de gotas gerada pela pulverização é função do número de gotas, no interior da seção dZ e do diâmetro de gota, neste caso é o diâmetro médio Sauter (DMS). O número de gotas, por sua vez é função do tempo de residência, da vazão mássica de gotas e da massa de uma gota, de acordo com as relações a seguir:

$$m_{gota} = \left(\frac{d_{gota}}{2} \right)^3 \pi \frac{4}{3} \rho_L \quad (4.12)$$

$$n_{gota} = \frac{Tr_{gota} \dot{m}_L}{m_{gota}} \quad (4.13)$$

$$A_{gota} = n_{gota} 4\pi \left(\frac{d_{gota}}{2} \right)^2 \quad (4.14)$$

Onde, m_{gota} é a massa de uma gota, d_{gota} é o diâmetro de gota, ρ_L é a densidade do líquido, n_{gota} é o número de gotas, na seção dZ , Tr_{gota} é o tempo de residência das gotas, $\dot{m}_L$ é a vazão mássica de líquido e A_{gota} é a área superficial de gotas produzida.

- Taxa de Transferência de Massa de SO_2 para as Gotas

A taxa de transferência de massa do SO_2 do gás para as gotas é função do coeficiente de transferência de massa, da concentração de SO_2 no ar e da área das gotas:

$$J_{SO_2} = km \left(C_{E(SO_2)} - C_{i(SO_2)} \right) A_{gota} \quad (4.15)$$

Como a concentração da interface foi considerada zero, temos:

$$J_{SO_2} = km \left(C_{E(SO_2)} \right) A_{gota} \quad (4.16)$$

Onde, J_{SO_2} é a taxa molar de transferência de SO_2 do gás para as gotas (mol/s), km é o coeficiente de transferência de massa das gotas, $C_{E(SO_2)}$ é a concentração de SO_2 no gás na entrada da seção dZ (m^3/s) e A_{gota} é a área das gotas (m^2). A concentração de SO_2 inicial (primeira seção) é a concentração de SO_2 no gás na entrada da torre, utilizadas nos testes de absorção.

- Cálculo da Concentração de SO_2 no gás

A concentração de SO_2 no gás foi calculada através do balanço de massa de SO_2 , que é a concentração de SO_2 no gás na entrada da seção menos a concentração de SO_2 que foi absorvida pelas gotas. Considerando a entrada e a saída de qualquer seção dZ , temos:

$$C_{S(SO_2)} = C_{E(SO_2)} - C_{gotas(SO_2)} \quad (4.17)$$

Sendo que,

$$C_{gotas(SO_2)} = \frac{J_{SO_2}}{Q_{gás}} \quad (4.18)$$

Onde, $C_{S(SO_2)}$ é a concentração de SO_2 no gás na saída da seção dZ , que é a concentração de entrada da próxima seção, $C_{E(SO_2)}$ é a concentração de SO_2 no gás de entrada da seção dZ , $C_{gotas(SO_2)}$ é a concentração de SO_2 que foi absorvida pela gotas, J_{SO_2} é a taxa de transferência de massa de SO_2 do gás para as gotas e $Q_{gás}$ é a vazão de gás na torre. Na última seção dZ a concentração de saída da seção é a concentração de saída da torre.

5 Análise dos Resultados de SO₂

A análise dos resultados de SO₂ é composta pelo estudo experimental e teórico de absorção de SO₂ na torre de nebulização. O estudo experimental é apresentado em duas partes, que são: desempenho da torre na remoção de SO₂ e absorção de SO₂ ao longo da coluna. O estudo teórico de absorção de SO₂ apresenta os resultados das simulações para diferentes condições, considerando os dados do estudo experimental.

5.1 Análise dos Resultados de Absorção de SO₂

A análise dos resultados de absorção de SO₂ na torre de nebulização foi realizada através das concentrações de SO₂ na entrada e na saída da torre, para diversas condições de operação, que incluem: diferentes vazões de gás e líquido e número de bicos (cinco bicos e um bico). Os dados de todas as condições testadas, incluindo as concentrações de entrada e saída de SO₂, bem como a média das concentrações e desvio padrão são apresentados no Apêndice A.

A eficiência de remoção de SO₂ (%) na torre de nebulização foi calculada de acordo com a seguinte relação:

$$Eficiência(\%) = \frac{C_{E(SO_2)} - C_{S(SO_2)}}{C_{E(SO_2)}} \times 100 \quad (5.1)$$

A tabela 5.1 mostra as condições de pulverização para cada condição de operação, como vazão de líquido (Q_L), número de bicos, diâmetro do orifício do bico, pressão do líquido de pulverização (P_L) e a velocidade inicial do líquido na saída do bico (u_0). Como apresentado anteriormente no Capítulo 4, a velocidade de saída do líquido no bico foi estimada, para que fosse possível avaliar sua influência no processo, através das seguintes relações:

$$u_0 = \frac{Q_L}{A_o} \quad (4.4)$$

Onde,

$$A_o = \frac{\pi D_o^2}{4} \quad (4.5)$$

Tabela 5.1: Condições de pulverização para cada vazão.

Q_L (l/h)	Número de bicos	D_o (mm)	P_L (bar)	u_0 (m/s)
800	5	2,4	0,65	9,82
1000	5	2,4	1,1	12,28
1500	5	2,4	2,4	18,42
1500	5	3,2	0,65	10,36
2000	5	3,2	1,15	13,82
800	1	4,4	1,35	14,61
1000	1	4,4	2,3	18,27
1000	1	5,6	0,9	11,28
1500	1	5,6	2,1	16,92

A eficiência de remoção de SO_2 foi primeiramente analisada em função da velocidade do gás no interior da torre. A figura 5.1 e a figura 5.2 mostram a eficiência de remoção de SO_2 em função da velocidade do gás, para o conjunto de cinco bicos com diâmetro de orifício de 2,4 mm e 3,2 mm respectivamente. Nas figuras são apresentados: a vazão de líquido (Q_L), a pressão de pulverização do líquido (P_L) e a velocidade inicial do líquido (u_0) na saída do bico, para cada vazão estudada.

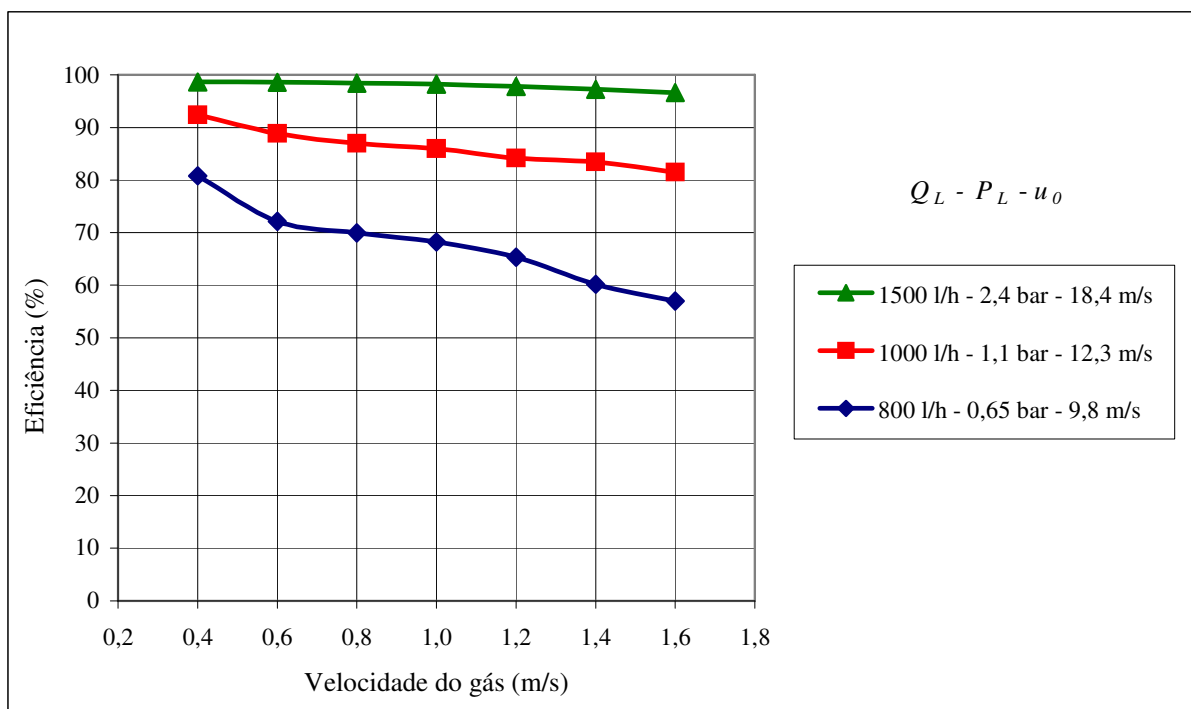


Figura 5.1: Eficiência da torre em função da velocidade do gás, utilizando conjunto com cinco bicos com D_o de 2,4 mm.

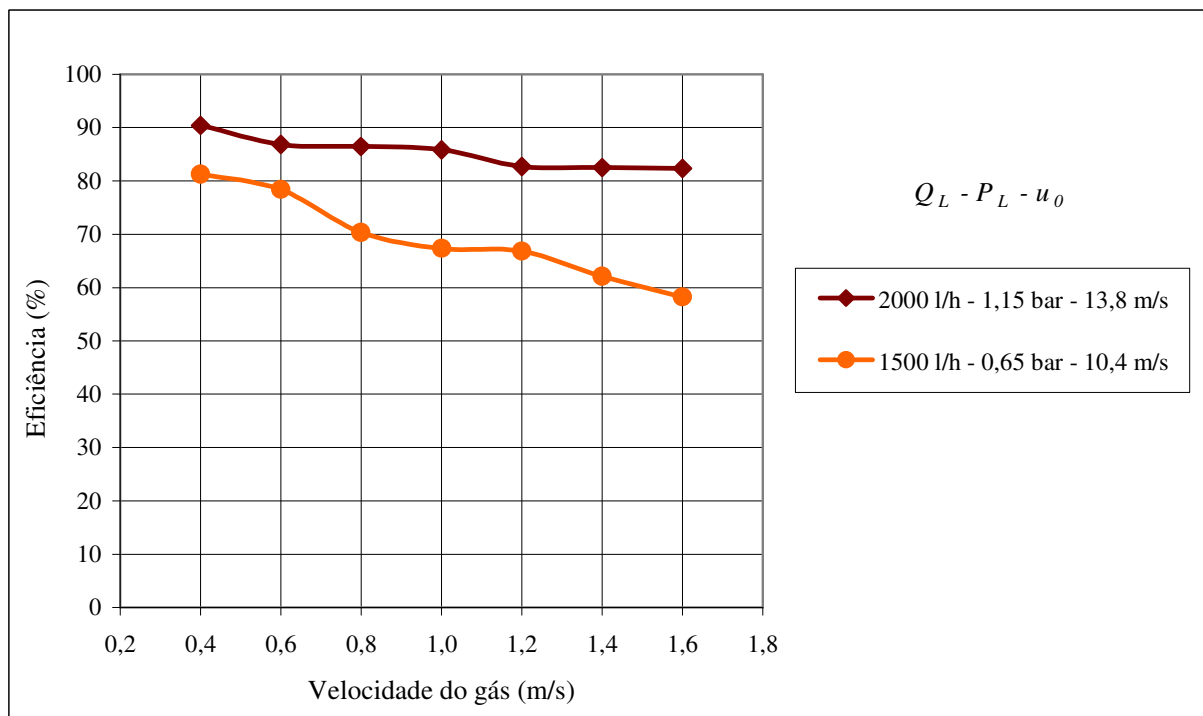


Figura 5.2: Eficiência da torre em função da velocidade do gás, utilizando conjunto com cinco bicos com D_o de 3,2 mm.

A figura 5.1 mostra que a variação da eficiência em função da velocidade do gás aumentou com a redução da vazão de líquido. Os bicos utilizados nos testes são bicos de pressão, assim para um mesmo diâmetro de orifício, com o aumento da vazão de líquido há aumento da pressão do líquido de pulverização, o que pode gerar gotas menores. O diâmetro de gota é importante para a formação da área interfacial, quanto menor diâmetro de gota maior é a área interfacial, o que contribui para a maior eficiência de remoção de SO_2 . Além disso, o diâmetro de gota também influencia no coeficiente de transferência de massa, a redução do diâmetro de gota aumenta o coeficiente de transferência de massa.

Com o aumento da vazão de líquido, existe também o aumento da velocidade do líquido na saída do bico. O coeficiente de transferência de massa é função da velocidade das gotas, a maior velocidade das gotas gera maior coeficiente de transferência de massa, o que também contribui com a eficiência de remoção. A figura 5.2 apresenta os resultados para o conjunto de cinco bicos com maior diâmetro de orifício (D_o 3,2 mm), mas com a mesma relação entre vazão, pressão e velocidade do líquido.

A figura 5.3 e a figura 5.4 mostram os resultados de eficiência da remoção de SO_2 em função da velocidade do gás para apenas um bico, com diâmetro do orifício do bico de 4,4 e 5,6 mm respectivamente.

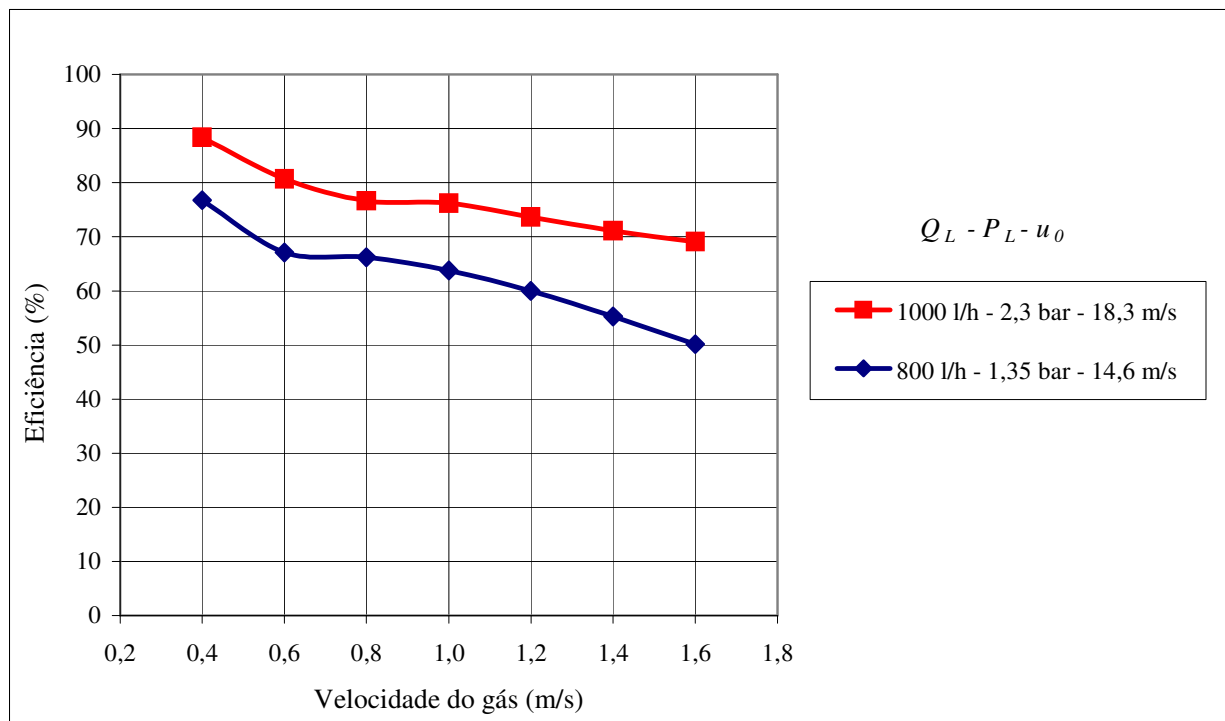


Figura 5.3: Eficiência da torre em função da velocidade do gás, utilizando apenas um bico com Do de 4,4 mm.

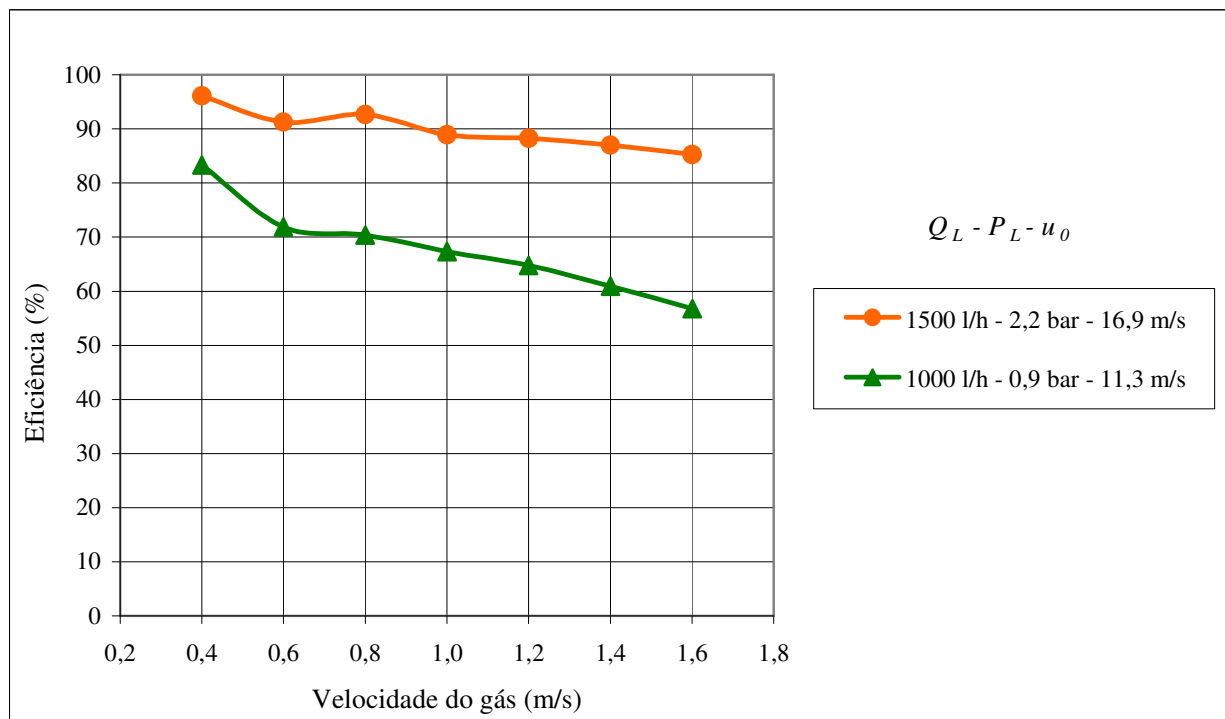


Figura 5.4: Eficiência da torre em função da velocidade do gás, utilizando apenas um bico com Do de 5,6 mm.

De acordo com a figura 5.3 e a figura 5.4 houve maior variação da eficiência com o aumento da velocidade do gás para as menores vazões de líquido. Como nos casos anteriores, foram utilizados bicos de pressão, assim para um mesmo diâmetro de orifício, com o aumento da vazão há aumento da pressão o que pode gerar gotas menores e também há aumento da velocidade do líquido na saída do bico (u_0).

A eficiência de remoção de SO_2 na torre foi analisada em função do tempo de residência do gás ($Tr_{gás}$) no interior da torre e da relação L/G (l/m^3). O tempo de residência do gás ($Tr_{gás}$) é definido pela relação entre a altura útil da torre (Z), que é de 1,5 m e a velocidade média do gás no interior da torre ($u_{gás}$). O tempo de residência do gás e a relação L/G são calculados de acordo com as relações:

$$Tr_{gás} = \frac{Z}{u_{gás}} \quad (5.2)$$

$$L/G = \frac{Q_L}{Q_{gás}} \quad (5.3)$$

Na relação L/G a vazão de líquido (Q_L) é utilizada em l/h e a vazão de gás ($Q_{gás}$) em m^3/h . A tabela 5.2 apresenta o tempo de residência e a relação L/G para cada condição de operação.

A eficiência da torre de nebulização em função do tempo de residência é apresentada na figura 5.5 , onde foi utilizado conjunto com cinco bicos para as vazões de 800, 1000, 1500 e 2000 l/h e na figura 5.6 , onde foi utilizado apenas um bico para vazões de 800, 1000 e 1500 l/h. Nas figuras são apresentados: a vazão de líquido (Q_L), o diâmetro do orifício do bico (Do), a pressão de pulverização do líquido (P_L) e a velocidade inicial do líquido (u_0) na saída do bico, para cada vazão.

Tabela 5.2: Tempo de residência do gás e relação L/G (l/m³) utilizadas nos estudo experimental de absorção de SO₂.

Vazão de Gás (m ³ /h)	$Tr_{gás}$ (s)	Relação (L/G)			
		800 l/h	1000 l/h	1500 l/h	2000 l/h
95,11	3,75	8,41	10,51	15,77	21,03
142,7	2,50	5,61	7,01	10,51	14,02
190,2	1,88	4,21	5,26	7,89	10,52
237,8	1,50	3,36	4,21	6,31	8,41
285,3	1,25	2,80	3,51	5,26	7,01
332,9	1,07	2,40	3,00	4,51	6,01
380,5	0,94	2,10	2,63	3,94	5,26

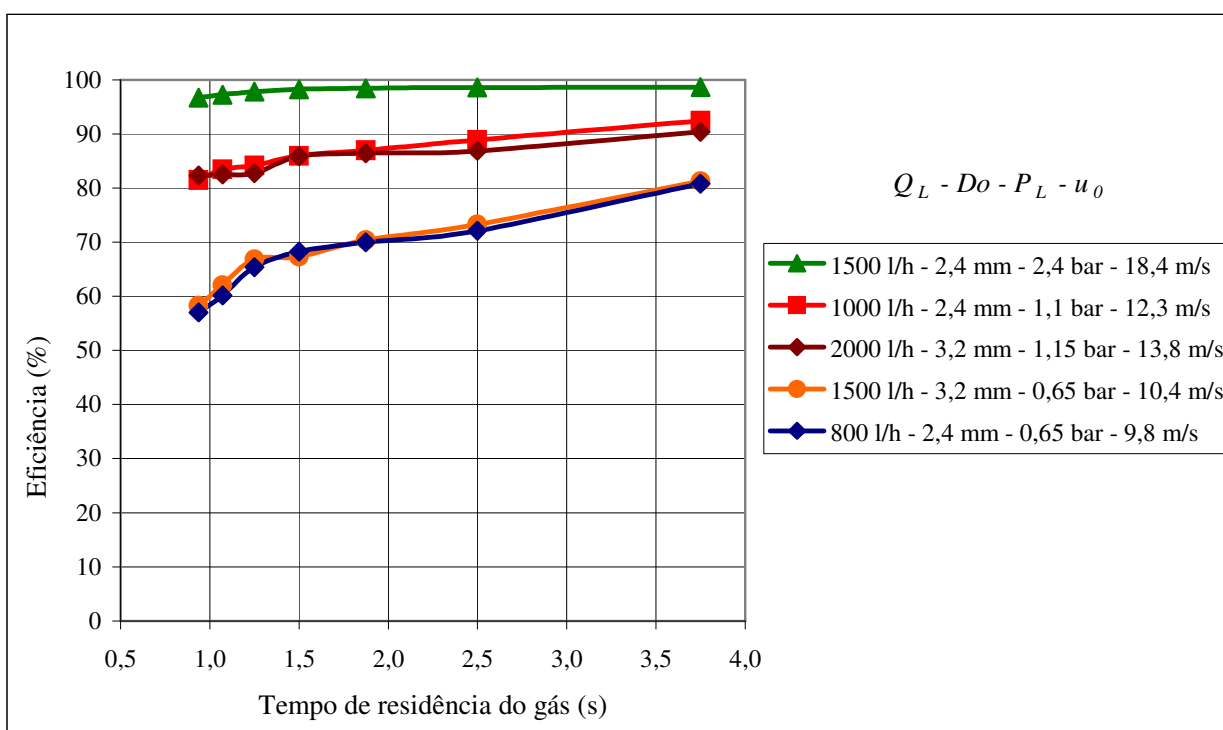


Figura 5.5: Eficiência da torre em função do tempo de residência, utilizando conjunto com cinco bicos.

Como mostrado na figura 5.5 os melhores resultados da eficiência da torre na remoção de SO_2 , utilizando o conjunto com cinco bicos, foram obtidos com a vazão de solução de 1500 l/h, com menor diâmetro de orifício do bico, onde houve a maior pressão de pulverização (2,4 bar), o que deve ter gerado menor diâmetro de gota. Neste caso, a influência do tempo de residência na eficiência de absorção foi muito pequena. Os resultados obtidos com as vazões de 1000 l/h (Do 2,4 mm) e 2000 l/h (Do 3,2 mm) mostraram eficiências e curvas semelhantes, bem como os resultados apresentados com as vazões de 800 l/h (Do 2,4 mm) e 1500 l/h (Do 3,2 mm). Nos dois casos uma vazão é o dobro da outra, mas com velocidades iniciais e pressões do líquido semelhantes e diâmetros de orifícios diferentes (2,4 mm e 3,2 mm). Desse modo, para atingir eficiências semelhantes a área interfacial formada pelas gotas deve ter sido também semelhante, para isto o diâmetro de gota para os bicos com Do de 3,2 mm deve ter sido maior do que para os bicos com Do de 2,4 mm, assim o aumento da vazão compensou o aumento do diâmetro, formado áreas interfaciais de gota semelhantes.

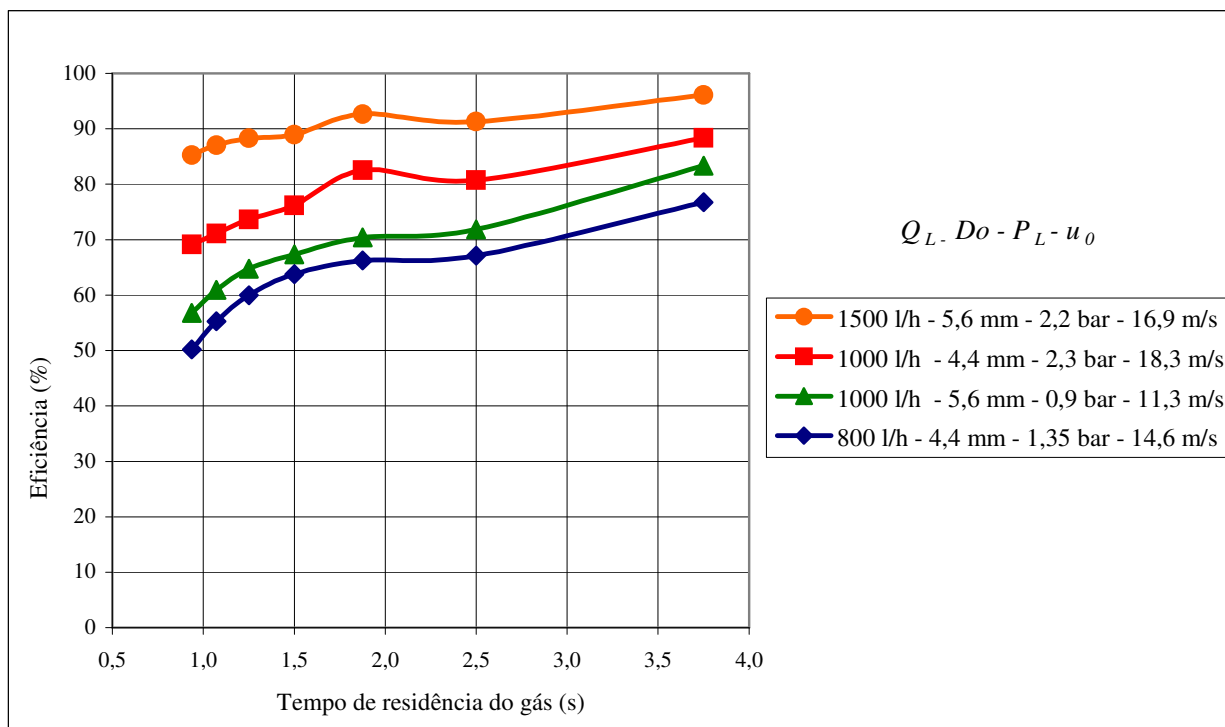


Figura 5.6: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando apenas um bico.

Como mostra a figura 5.6 os melhores resultados foram obtidos com a vazão de 1500 l/h, que foi a maior vazão utilizada com apenas um bico. Embora a vazão seja superior, a velocidade

inicial é menor, o diâmetro do bico maior e a pressão é um pouco menor, quando comparado a vazão de 1000 l/h com Do de 4,4 mm. Desse modo, o diâmetro de gota gerado pela vazão de 1500 l/h pode ser menor ou próximo ao diâmetro de gota gerado pela vazão de 1000 l/h (Do 4,4 mm), mas o aumento da vazão pode ter compensado o diâmetro de gota. No caso da vazão de 1000 l/h, os testes realizados com o bico de menor diâmetro de orifício (4,4 mm), apresentaram resultados superiores ao bico com orifício de 5,6 mm de diâmetro. Com mesma vazão e menor diâmetro de orifício, a pressão de pulverização é maior o que pode gerar gotas menores e assim maior área interfacial.

A figura 5.7 e a figura 5.8 mostram a eficiência da torre na remoção de SO_2 em função da relação L/G para testes com conjunto de cinco bicos, e com apenas um bico respectivamente.

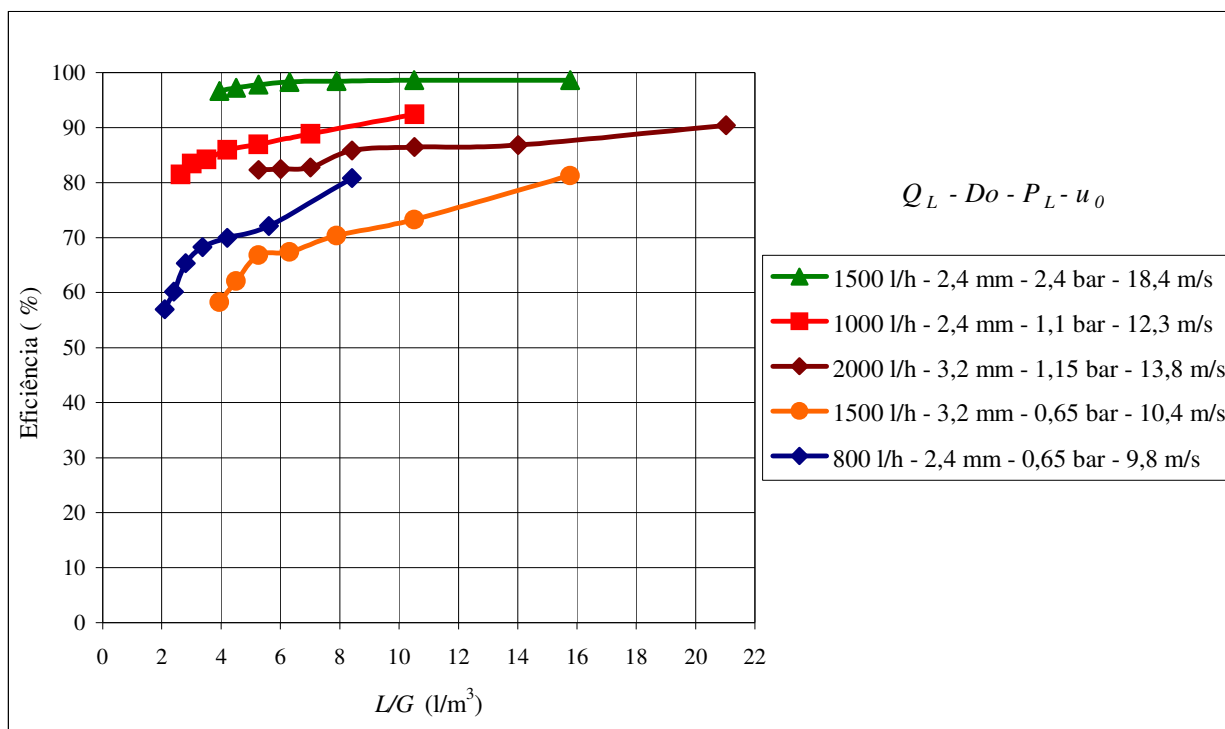


Figura 5.7: Eficiência em da relação L/G , utilizando jogos com cinco bicos.

Como mostra a figura 5.7, a eficiência da torre obteve os melhores resultados com a vazão de 1500 l/h (Do 2,4 mm), onde a relação L/G mostrou pouca influencia na eficiência da torre. A maior variação da eficiência em função da relação L/G foi encontrada nos testes realizados com

as vazões de 800 l/h e 1500 l/h (Do 3,2 mm). Como mostra a figura somente o aumento da relação L/G não foi suficiente para elevar a eficiência, pois as condições de atomização interferem na produção de área interfacial, que é um fator muito importante para o processo de transferência de massa. Em relações L/G acima de 9, mesmo um grande aumento na relação L/G pode produzir pouco aumento na eficiência da torre.

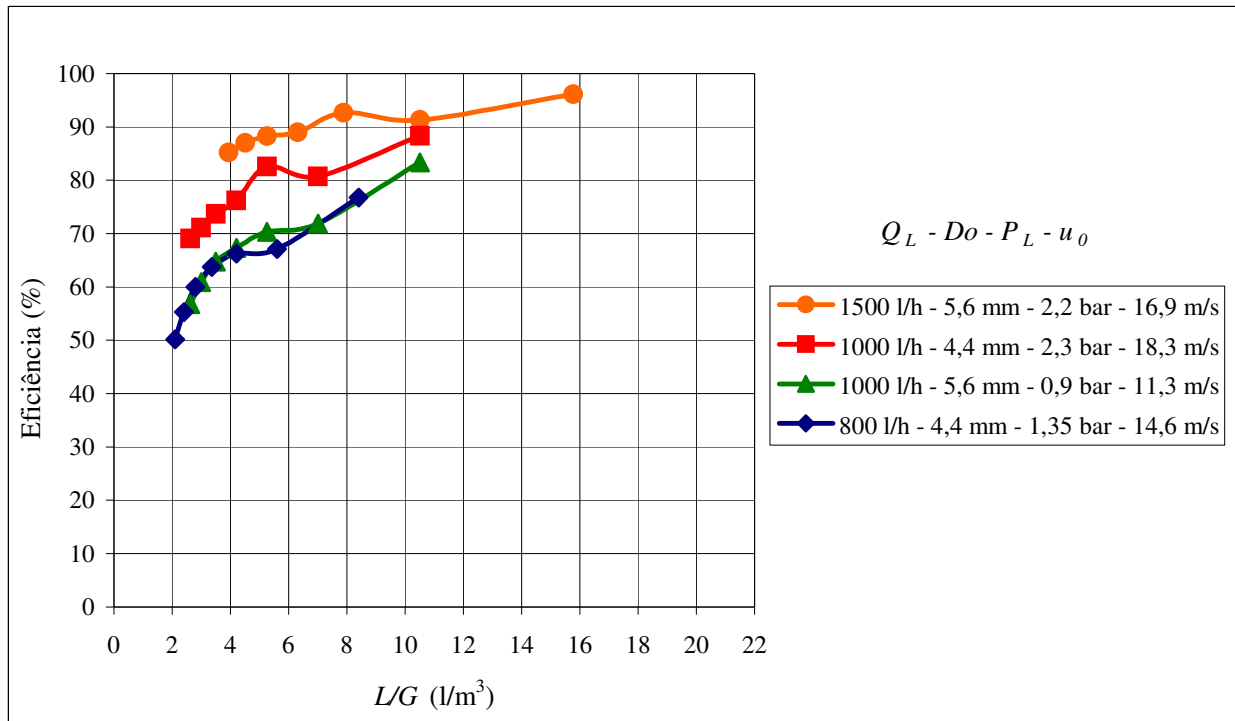


Figura 5.8: Eficiência em função da relação L/G , utilizando apenas 1 bico.

A figura 5.8 mostra que os melhores resultados de eficiência da torre foram obtidos com a vazão de 1500 l/h, onde houve a menor variação em função da relação L/G e as maiores relações L/G para apenas um bico. Como mostra figura uma mesma relação L/G pode produzir diferentes resultados, isto pode ser devido a área de gotas produzida pelo bico de pulverização. Embora, o aumento da eficiência seja evidente até L/G 9 l/m³, não é possível afirmar que o aumento da relação L/G não aumente a eficiência da torre, pois não se operou acima de 15,7 l/m³ com apenas um bico.

A figura 5.9 mostra a eficiência da torre em função do tempo de residência do gás, para as vazões de solução de 1500, 1000 e 800 l/h, para que fosse possível comparar o desempenho da torre utilizando cinco bicos e apenas um bico.

Como mostra a figura 5.9 uma mesma vazão de solução pode apresentar resultados diferentes, isto pode ser devido ao número de bicos utilizados (cinco bicos e apenas um bico) ou devido ao diâmetro do orifício do bico, pois para a vazão de 1500 l/h o conjunto de cinco bicos com maior diâmetro de orifício apresentou desempenho inferior inclusive quando comparado a apenas um bico. De maneira geral o conjunto com cinco bicos apresentou desempenho superior quando comparado a um bico.

O número de bicos utilizados na torre pode alterar o volume ocupado pelas gotas no interior da coluna. A figura 5.10 mostra o jato de gotas utilizando cinco bicos e apenas um bico na torre.

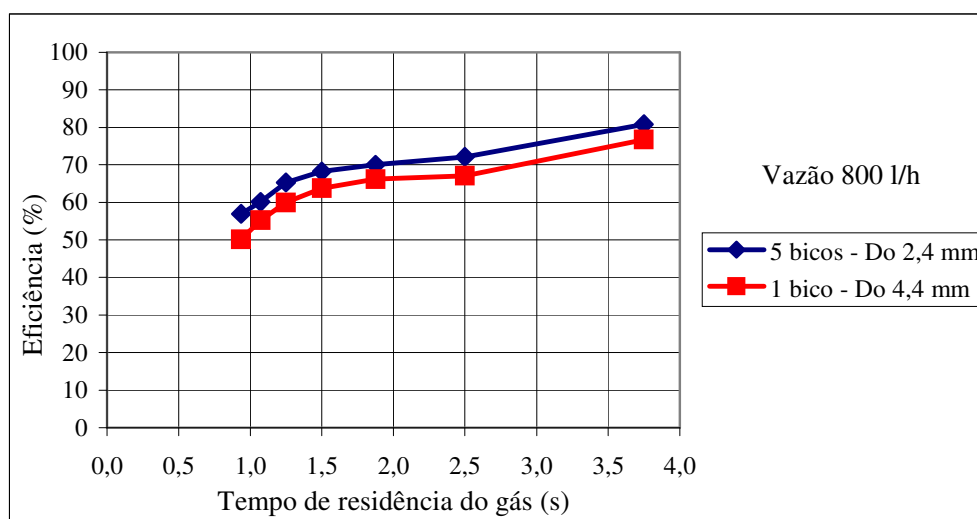
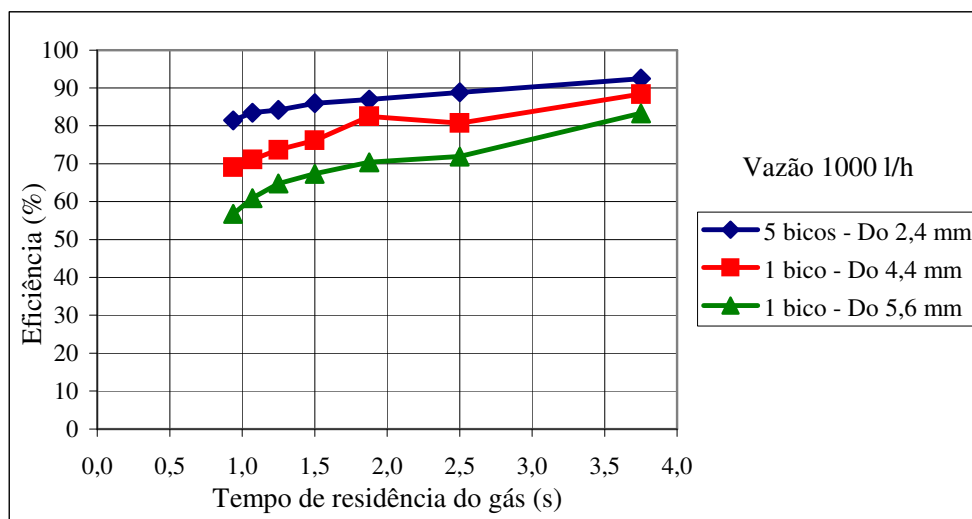
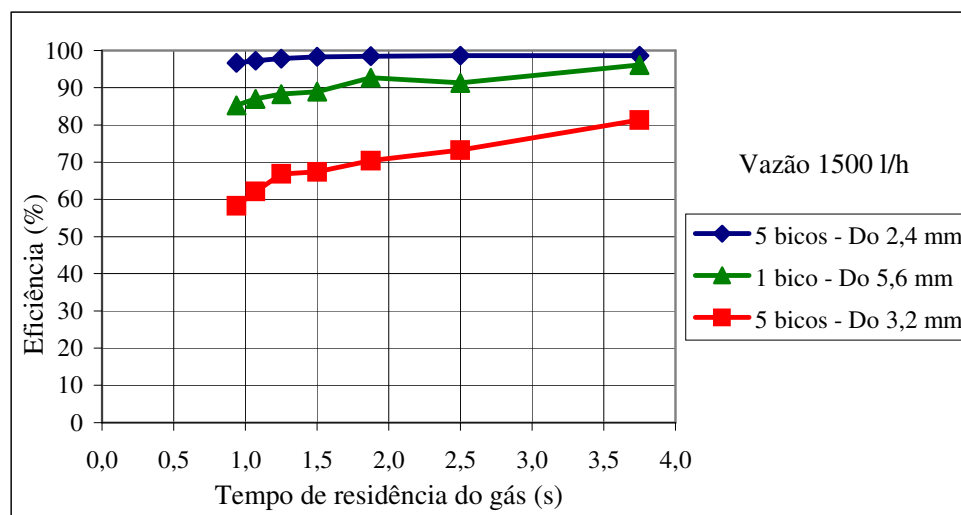


Figura 5.9: Eficiência em função do tempo de residência para as vazões de 1500, 1000 e 800 l/h, utilizando cinco bicos e um bico.

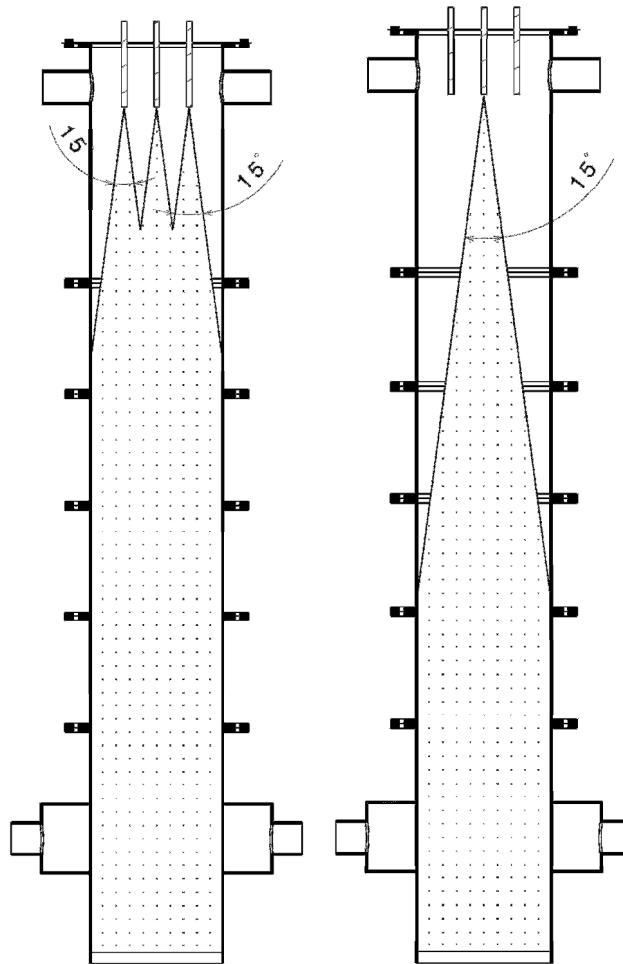


Figura 5.10: Volume interno da torre ocupado pelo jato de gotas utilizando cinco bicos e um bico

Como mostra a figura 5.10, quando é utilizado apenas um bico o volume do interior da torre ocupado pelo jato de gotas é menor, quando comparado ao volume ocupado pelo jato de gotas quando é utilizado cinco bicos. Além disso, utilizando cinco bicos há interação entre os jatos de gotas, o que pode causar alteração na área interfacial, devido a colisão entre gotas. Quando é utilizado apenas um bico na torre, 51,5% do volume total da torre é ocupado pelo jato de gotas, e no caso de cinco bicos 74,7 % do volume total da torre é ocupado pelo jato de gotas.

O coeficiente de transferência de massa e a área interfacial são parâmetros importantes para o processo de absorção. O coeficiente de transferência de massa (km) foi estimado através da relação 4.10 e a área interfacial de gotas produzida foi estimada pelas relações 4.13, 4.14 e 4.15:

$$km = \frac{D_{SO_2/Ar}}{d_{gota}} \left[2 + 0,552 \left(\frac{d_{gota} (u_{gota} + u_{gás}) \rho_{Ar}}{\mu_{Ar}} \right)^{1/2} \left(\frac{\mu_{Ar}}{\rho_{Ar} D_{SO_2/Ar}} \right)^{1/3} \right] \quad (4.10)$$

$$Tr_{gota} = \frac{dZ}{u_{mgota}} \quad (4.11)$$

$$m_{gota} = \left(\frac{d_{gota}}{2} \right)^3 \pi \frac{4}{3} \rho_L \quad (4.12)$$

$$n_{gota} = \frac{Tr_{gota} \dot{m}_L}{m_{gota}} \quad (4.13)$$

$$A_{gota} = n_{gota} 4\pi \left(\frac{d_{gota}}{2} \right)^2 \quad (4.14)$$

Como mostram as relações 4.10 a 4.14 não é possível estimar o coeficiente de transferência de massa (km) e a área das gotas (A_{gota}), sem conhecer o diâmetro e a velocidade das gotas. A taxa de transferência de massa (J_{SO_2}) é função de km e de A_{gota} , de acordo com a relação:

$$J_{SO_2} = km \left(C_{E(SO_2)} - C_{i(SO_2)} \right) A_{gota} \quad (4.15)$$

Considerando a taxa de transferência de massa ao longo da torre e admitindo um valor constante médio e representativo de kmA_{gota} , podemos escrever:

$$J_{SO_2} = kmA_{gota} dmlc \quad (5.4)$$

Considerando,

$$dmlc = \frac{(C_{E(SO_2)} - C_{i(SO_2)}) - (C_{S(SO_2)} - C_{i(SO_2)})}{\ln \frac{(C_{E(SO_2)} - C_{i(SO_2)})}{(C_{S(SO_2)} - C_{i(SO_2)})}} \quad (5.5)$$

Onde, $dmlc$ é a média logarítmica das concentrações medidas de SO_2 . Como a reação é instantânea e irreversível, a concentração na interface é zero, pode ser escrito:

$$dmlc = \frac{C_{E(SO_2)} - C_{S(SO_2)}}{\ln \frac{C_{E(SO_2)}}{C_{S(SO_2)}}} \quad (5.6)$$

Através das concentrações medidas de SO_2 de entrada e saída da torre e da vazão de gás utilizada, foi calculada a taxa de transferência de massa de SO_2 ao longo da torre, como segue:

$$J_{SO_2} = Q_{gás} (C_{E(SO_2)} - C_{S(SO_2)}) \quad (5.7)$$

Rearranjando as relações 5.2 e 5.5 foi obtido kmA_{gota} de acordo com a relação:

$$kmA_{gota} = \frac{Q_{gás} (C_{E(SO_2)} - C_{S(SO_2)})}{dmlc} \quad (5.8)$$

Onde, km é o coeficiente de transferência de massa, A_{gota} é a área interfacial das gotas, $Q_{gás}$ é a vazão de gás na torre, $C_{E(SO_2)}$ e $C_{S(SO_2)}$ são as concentrações de entrada e saída da torre e $dmlc$ é a média logarítmica das concentrações medidas de SO_2 . A figura 5.11 e a figura 5.12 mostram o coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial produzida (kmA_{gota}) em função da velocidade do gás no interior da torre, para conjunto de cinco bicos e para apenas um bico respectivamente.

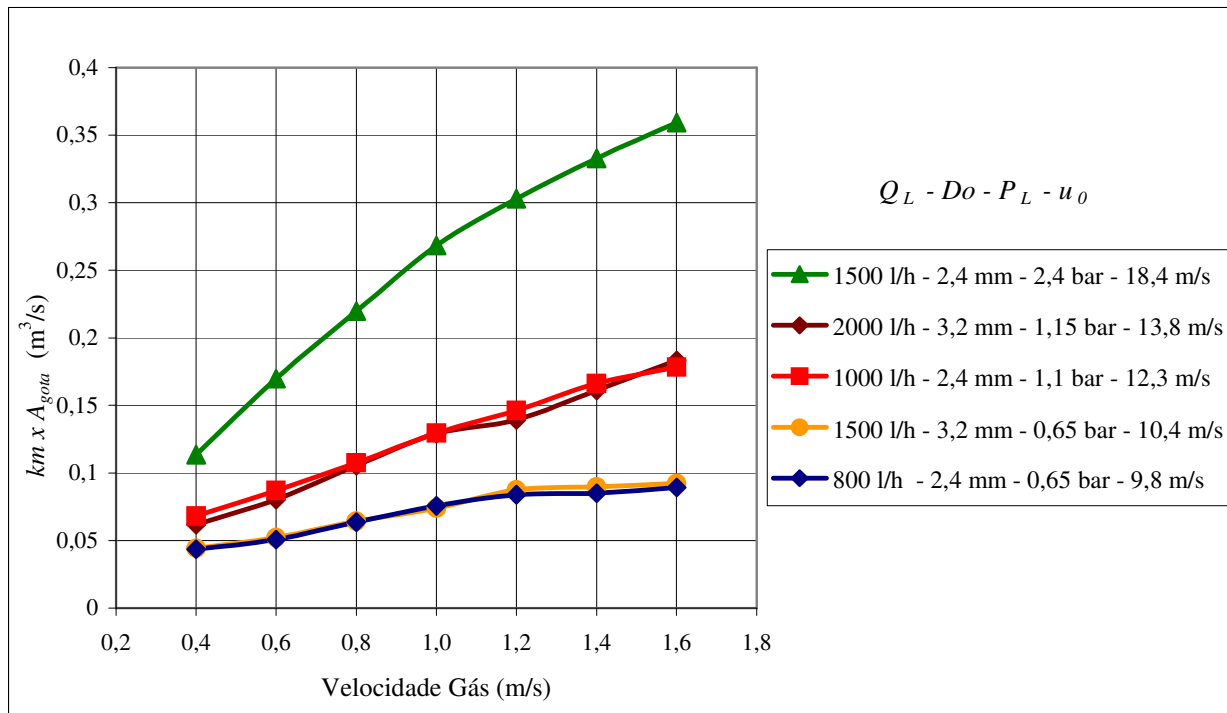


Figura 5.11: Coeficiente de Transferência de massa vezes área produzida em função da velocidade do gás para cinco bicos.

A figura 5.11 mostra o aumento do parâmetro kmA_{gota} com o aumento da velocidade do gás, para todas as vazões estudadas. Assumindo, que a variação da velocidade do meio (no caso o ar) altera pouco ou não altera a distribuição e o tamanho das gotas formadas, o aumento da velocidade do gás em contracorrente com as gotas, diminui a velocidade das gotas, aumentando assim o tempo de residência médio das gotas no interior da torre. Este aumento do tempo de residência das gotas aumenta a área interfacial das gotas. No caso da vazão de 1500 l/h (D_o 2,4 mm) a variação de kmA_{gota} em função do aumento da velocidade do gás foi mais acentuada em comparação a outras condições. Esta variação pode ser devido ao diâmetro de gota, pois neste caso o diâmetro de gota médio deve ser menor, e como o bico pulverizador gera uma distribuição de gotas, a quantidade de gotas menores que podem ficar em suspensão, com o aumento da velocidade do gás, pode ser maior. As vazões de 2000 (D_o 3,2 mm) e 1000 l/h (D_o 2,4 mm) mostram que o parâmetro kmA_{gota} é semelhante, por isso com vazões tão distintas se obtém eficiências próximas. Como as velocidades do líquido são similares, o coeficiente de transferência de massa foi influenciado pela velocidade da mesma maneira para as duas vazões. Desse modo, a maior influencia pode ser do diâmetro de gota, pois para produzir kmA_{gota}

semelhante a maior vazão deve produzir maior diâmetro de gota. O mesmo ocorre com as vazões de 1500 (Do 2,4 mm) e 800 l/h (Do 3,2 mm), neste caso a variação de kmA_{gota} em função da velocidade do gás foi menos acentuada, isto pode ser devido a menor quantidade de gotas em suspensão.

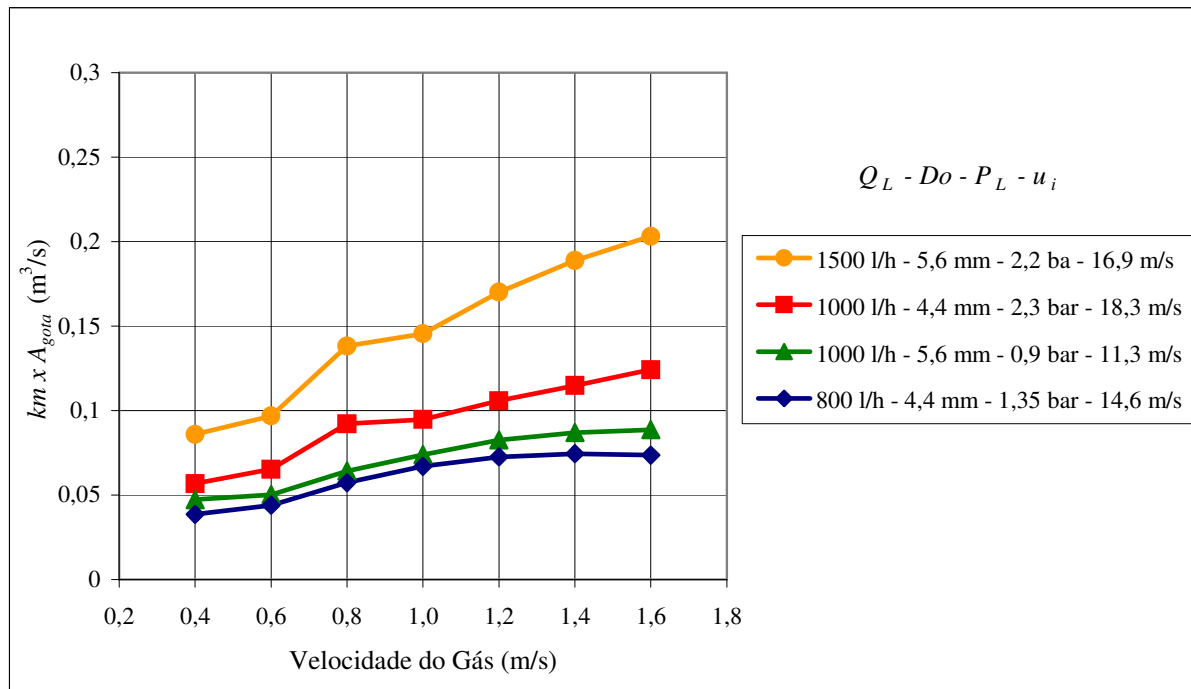


Figura 5.12: Coeficiente de Transferência de massa vezes a área produzida em função da velocidade do gás, para apenas um bico.

Como mostra a figura 5.12 a maior variação de kmA_{gota} em função da velocidade do gás foi apresentada na vazão de 1500 l/h. Embora a maior vazão seja maior, apresenta menor pressão de pulverização, maior diâmetro do orifício e menor velocidade inicial do líquido quando comparada a vazão de 1000 l/h (Do 4,4 mm). A menor velocidade do líquido gera menor coeficiente de transferência de massa. E o diâmetro de gota gerado pode ser menor ou próximo ao diâmetro de gota gerado pela vazão de 1000 l/h (Do 4,4 mm), e o que pode ter determinado o maior kmA_{gota} foi a maior vazão de líquido. No caso das vazões de 800 e 1000 l/h a variação de kmA_{gota} foi semelhante em função da velocidade do gás.

De acordo com a relação 4.10, o km aumenta quanto maior for a velocidade e menor for o diâmetro de gota. O diâmetro de gota também influencia da mesma maneira a área produzida, pois quanto menor o diâmetro maior é a área produzida, para uma mesma vazão de solução.

5.2 Análise da Absorção de SO_2 no Interior da Torre

Os testes de absorção de SO_2 realizados no interior da torre tem o objetivo de avaliar o processo de absorção ao longo da altura da torre. Os testes foram realizados com vazão de 1500 l/h, vazão de gás de 237,8 m^3/h , utilizando cinco bicos e um bico, e a concentração de entrada de SO_2 na torre foi por volta de 900 ppm. Os dados das concentrações de SO_2 na entrada da torre e no interior da torre, bem como suas eficiências são apresentados no Apêndice B. A figura 5.13 mostra os testes iniciais, utilizando dispositivo apresentado na figura 3.12. Os testes foram realizados com vazão de 1500 l/h com conjuntos de cinco bicos, com diâmetro do orifício de 2,4 mm e 3,2 mm e concentração de SO_2 na entrada da torre de 960 ppm.

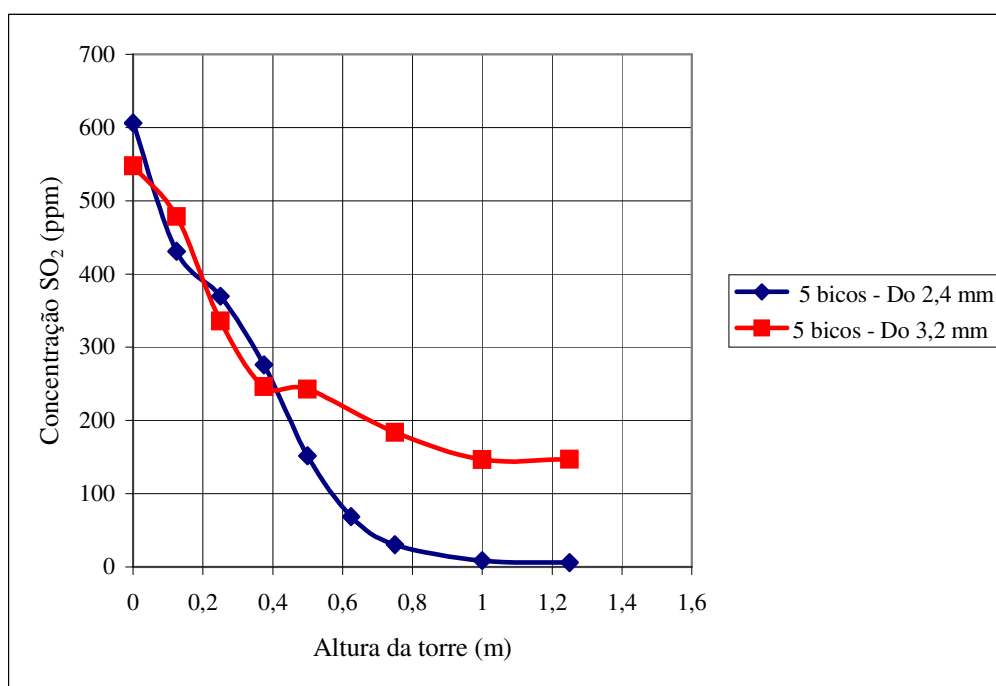


Figura 5.13: Concentração de SO_2 em função da altura da torre (m) para vazão de 1500 l/h, utilizando coletor (figura 3.12), considerando concentração de entrada de 960 ppm.

A figura 5.13 mostra os dados preliminares de absorção de SO_2 ao longo da torre, neste caso os testes foram realizados para testar o dispositivo, verificando seu funcionamento. A posição zero está localizada no centro dos orifícios da entrada de gás e a posição 1,25 m é abaixo bico pulverizador. De acordo com a figura, a redução da concentração de SO_2 ocorre logo no ponto zero de maneira acentuada, devido a alta absorção. Além disso, nos dois casos a partir de 0,75m os testes podem ter sido influenciados pela umidade presente no dispositivo de coleta de amostra, principalmente nos testes utilizando bicos Do 3,2 mm.

A figura 5.14 mostra a redução da concentração de SO_2 em função da altura da torre, para vazão de 1500 l/h com conjunto de cinco bicos (Do 2,4 mm), com conjunto de cinco bicos (Do 3,2 mm) e com apenas um bico (Do 5,6 mm), com concentração na entrada da torre de 970 ppm, os testes foram realizados com o coletor de amostra de gás apresentados na figura 3.13.

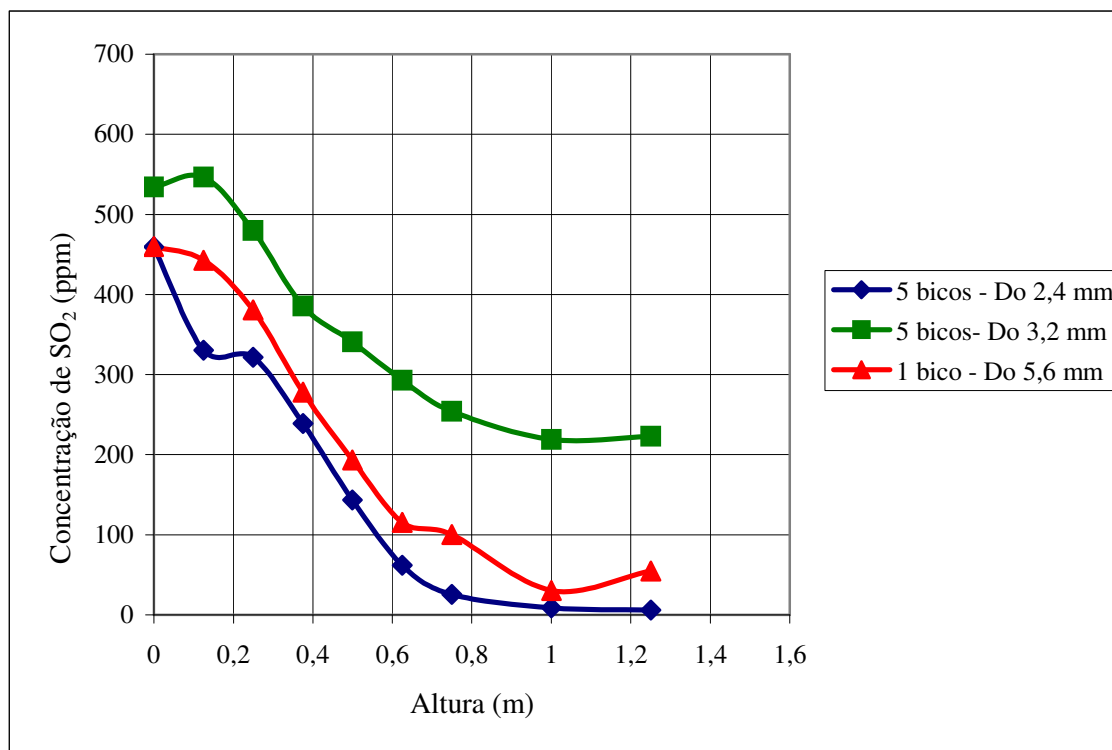


Figura 5.14: Concentração de SO_2 em função da altura da torre para vazão de 1500 l/h, utilizando coletor (figura 3.13), considerando a concentração de entrada de 970 ppm.

A figura 5.14 mostra a alta redução da concentração de SO_2 logo no primeiro ponto de medição. As curvas referentes ao conjunto de cinco bicos (Do 2,4 mm) e apenas um bico (Do 5,6

mm) apresentaram comportamento e concentração de SO₂ no ponto inicial semelhantes. O conjunto de cinco bicos (*Do* 3,2 mm) apresentou a menor redução de concentração ao longo da torre. Pode ser observado que em 0,75 m foi praticamente atingida a concentração da saída da torre. A partir desse ponto, os testes podem ter sido influenciados pela umidade no interior do coletor. O primeiro ponto de amostragem é o ponto onde a coleta de amostra se torna mais difícil, pois está localizado na zona de maior turbulência no interior da torre, devido a entrada de ar. No caso de apenas um bico (*Do* 5,6 mm), embora o volume ocupado pelas gotas seja menor, os resultados mostraram que a absorção ao longo da torre foi similar ao conjunto de cinco bicos (*Do* 2,4 mm). A tabela 5.3 mostra as concentrações no último ponto de medição no interior da torre, a 1,25 m da entrada de gás e também a concentração de SO₂ na saída da torre, onde não foi utilizado o dispositivo de coleta, pois o ponto de amostragem era localizado fora da coluna de absorção.

Tabela 5.3: Concentração de SO₂ no último ponto de medição no interior da torre e na saída da torre.

Amostra de gás	Concentração SO ₂ (ppm)		
	5 bicos – <i>Do</i> 2,4 mm	5 bicos – <i>Do</i> 3,2 mm	1 bico – 5,6 mm
No interior da torre, coletor a 1,25 m da entrada de gás	6	222,8	54,8
Na saída da torre, sem o dispositivo de coleta de amostra	21	239,2	78,6

Como mostra a tabela 5.3 houve influência da umidade no interior do coletor, pois nas três condições as concentrações no último ponto de medição no interior da torre (1,25 m acima da entrada de gás) foram inferiores a concentração medida na saída da torre, onde não foi utilizado coletor.

Após os testes com cada vazão o coletor era retirado da torre e era verificada a umidade em seu interior, em nenhum momento foi notado acúmulo de solução, mas sim apenas gotículas nas

paredes e nas telas do coletor. Desse modo, a tela utilizada com área de passagem de $1,9 \text{ mm}^2$ conseguiu reduzir a umidade carregada pelo gás. Além disso, a tubulação que seguia para o analisador de gases não apresentou umidade em seu interior. Considerando o diâmetro interno do coletor de 28 mm, altura de 120,8 mm e a vazão de amostragem do analisador de gases de 3 l/min, o tempo de permanência do gás no interior do coletor é de 1,5 segundos. O tempo de permanência do gás pode ter influenciado a concentração de SO_2 , pois o gás carregou umidade com ele e pode ser absorvido no interior do coletor.

Deve ser considerado que foi feita a medição em apenas uma posição da seção transversal da torre e pode haver diferença radial da concentração de SO_2 , principalmente no primeiro ponto de medição onde há a entrada de gás. No primeiro ponto de medição o gás percorreu certa distância do orifício da câmara de distribuição de gás até entrar no dispositivo de coleta, desse modo no ponto zero de medição, na entrada do coletor, já houve absorção de SO_2 .

5.3 Análise do Estudo Teórico de Absorção de SO_2

O estudo teórico tem o objetivo de simular o processo de absorção de SO_2 e avaliar as variáveis como velocidade e diâmetro de gota. Além disso, a simulação compara os resultados simulados de absorção no interior da torre com dados experimentais. Nas simulações iniciais foram utilizadas as concentrações de entrada de SO_2 , a altura da torre real da torre e o diâmetro médio de gota calculado (*DMS*), mas foi verificado que a concentração real de saída de SO_2 era alcançada em uma altura muito inferior a real. A tabela 5.4 mostra a altura teórica da torre (*Z*) em que foi atingida a concentração real de saída de SO_2 , utilizando o diâmetro médio Sauter (*DMS*) calculado através da equação 2.43, para as vazões de solução de 800, 1000, 1500 e 2000 l/h e vazão de ar de $237,8 \text{ m}^3/\text{h}$, considerando que as concentrações de entrada e saída de SO_2 utilizadas na simulação são provenientes do estudo experimental de absorção de SO_2 . Os dados apresentados foram simulados de acordo com a sequencia de cálculo apresentada anteriormente no Capítulo 4.

Tabela 5.4: Altura teórica da torre para vazão de gás de 237,8 m³/h, utilizando diâmetro de gota calculado.

Vazão Solução (l/h)	Número de bicos	D_o (mm)	DMS (mm) Eq. 4.2	Z (mm)
800	5	2,4	0,34	130
1000	5	2,4	0,28	87
1500	5	2,4	0,21	52
1500	5	3,2	0,40	101
2000	5	3,2	0,33	77
800	1	4,4	0,36	131
1000	1	4,4	0,29	78
1000	1	5,6	0,46	236
1500	1	5,6	0,34	129

Como mostra a tabela 5.4 a concentração real de saída de SO₂ na torre, de acordo com a simulação, utilizando diâmetro de gota calculado (DMS), foi atingida em uma altura muito menor do que a altura real (1,5 m). Isto ocorreu, devido a área interfacial das gotas real, que deve ser menor do que a área calculada através do diâmetro médio das gotas (DMS).

Como não foi possível medir o diâmetro de gota e as simulações com diâmetro de gota médio calculado não conseguiram simular as condições reais da torre, foram realizadas algumas tentativas, onde o diâmetro de gota foi ajustado e introduzido como parâmetro, até que fosse possível reproduzir a concentração real de saída de SO₂ na torre na altura real da torre de 1,5 m. A figura 5.15 apresenta a altura da torre, para absorção de SO₂, em função do diâmetro de gota, para as vazões de 800, 1000 e 1500 l/h respectivamente. O diâmetro inicial é o diâmetro calculado (DMS), a partir dele o diâmetro de gota foi sendo ajustado até atingir a altura real da torre. Em todos os casos a vazão de gás utilizada foi de 237,8 m³/h, sendo assim a velocidade do gás no interior da torre foi de 1 m/s.

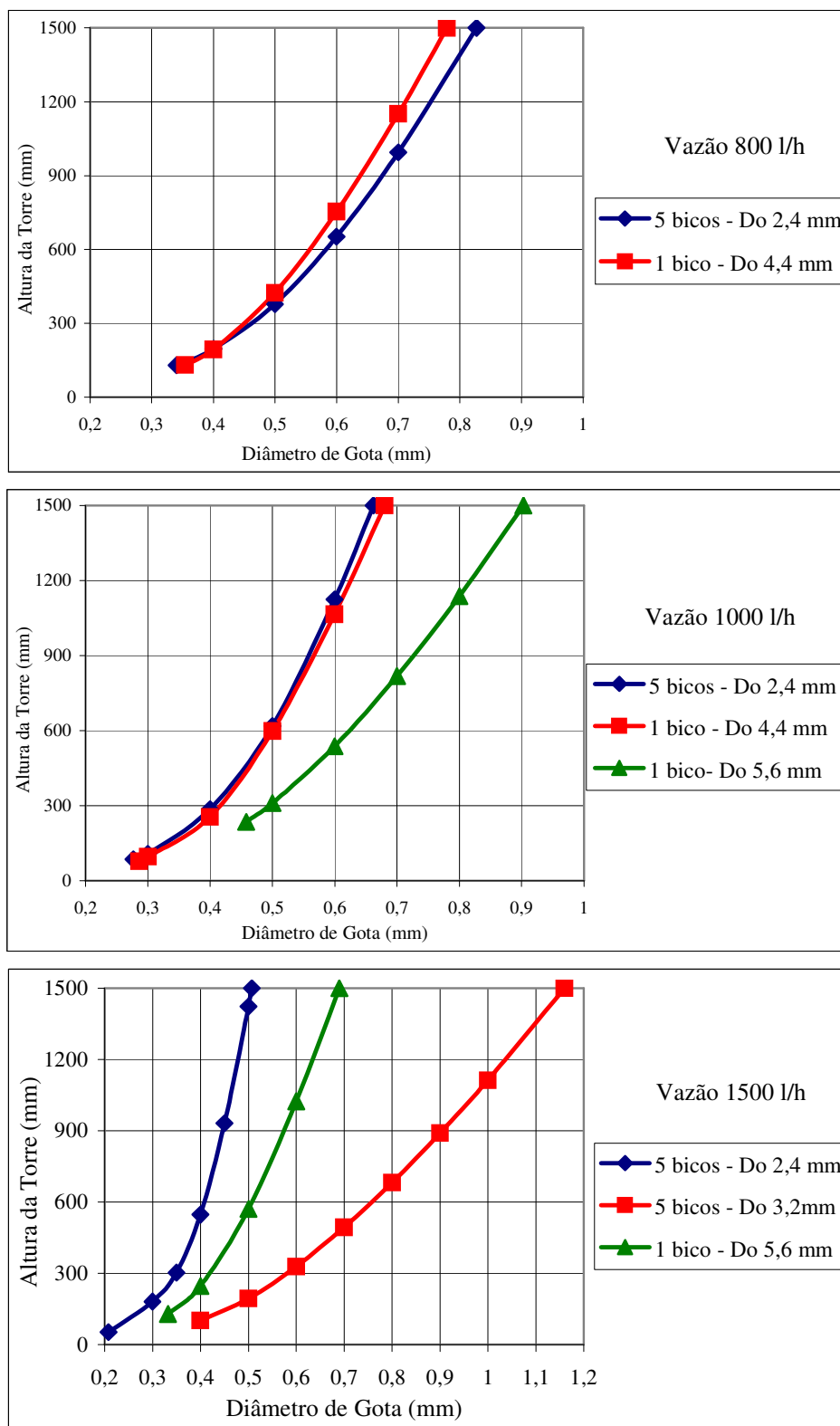


Figura 5.15: Altura teórica da torre em função do diâmetro de gota ajustado, para as vazões de 800, 1000 e 1500 l/h.

A figura 5.15 mostra que, para simular as condições reais da torre com 1,5 m de altura, o diâmetro de gota deveria ser maior do que o diâmetro de gota calculado (*DMS*). Além disso, em todos os casos é possível observar a sensibilidade do processo de absorção em função do diâmetro de gota, devido a área interfacial produzida. No caso das vazões de 800 e 1000 l/h a variação da altura da torre em função do diâmetro de gota, para as condições de pulverização de cinco bicos (*Do* 2,4 mm) e apenas um bico (*Do* 4,4 mm) foram próximas. A maior variação da altura da torre em função do diâmetro de gota pode ser observada no caso da vazão de 1500 l/h bico (*Do* 3,2 mm), onde o desempenho da torre foi similar quando comparado a vazão de 800 l/h bico (*Do* 2,4 mm). Isto mostra que o diâmetro de gota para a vazão de 1500 l/h (*Do* 3,2 mm) deve ser maior, para gerar área interfacial similar a vazão de 800 l/h (*Do* 2,4 mm).

Embora, o processo de absorção seja simples, pois a absorção de SO_2 e NaOH ocorre com reação instantânea e irreversível, o que faz com que a reação ocorra completamente na interface na gota, não sendo necessário simular a absorção no interior da gota, o estudo da fluidodinâmica na torre pode ser analisado, podendo verificar a forte influencia das variáveis, no processo de absorção em torres de nebulização, como é o caso do diâmetro de gota.

No caso da simulação realizada, foi considerada a distribuição homogênea das gotas ao longo da torre. Assim, a torre em toda sua extensão seria completamente preenchida pelas gotas, o que na realidade não ocorre, principalmente nos casos onde é usado apenas um bico de pulverização. Devido ao ângulo de abertura do bico, a área interfacial não é uniformemente distribuída ao longo do volume da torre. Além da distribuição da área gerada pelas gotas, existe a interação entre os bicos, o que pode causar coalescência ou quebra das gotas ao longo da torre, que consequentemente altera a área interfacial ao longo do comprimento da torre.

Para verificar a influência da vazão de gás, no processo de absorção, foram realizadas algumas simulações variando a vazão de gás, e foi verificada a necessidade de ajustar o diâmetro de gota, para que na simulação fosse obtida a concentração real de saída de SO_2 com a altura real da torre de 1,5 m. A tabela 5.5 mostra o diâmetro de gota ajustado, para diferentes vazões de gás, utilizando vazão de solução de 1500 l/h, com conjuntos de cinco bicos com diâmetros de orifício de 2,4 mm e de 3,2 mm e apenas um bico com diâmetro de orifício de 5,6 mm. Em casos onde o diâmetro de gota foi superior a 1 mm, a discretização utilizada na simulação foi de 2 mm.

Tabela 5.5: Diâmetro de gota necessário para absorção na torre com 1,5 m de altura útil, utilizando vazão de solução de 1500 l/h.

Gás m ³ /h	Diâmetro Orifício Do (mm)	Entrada SO ₂ (ppm)	Saída SO ₂ (ppm)	Diâmetro de gota Ajustado (mm)
95,11	2,4	984	13,4	0,764
237,8	2,4	941	16,2	0,507
380,5	2,4	947	31,6	0,435
95,11	3,2	816	153	1,535
237,8	3,2	976	318,6	1,16
380,5	3,2	909	379,4	0,976
95,11	5,6	846	32,8	0,9
237,8	5,6	915	101	0,69
380,5	5,6	907	132,6	0,563

De acordo com a tabela 5.5 quanto maior a vazão de gás utilizada, menor foi o diâmetro de gota ajustado, isto pode ser devido ao diâmetro médio de gota utilizado na simulação. Na realidade o bico produz uma distribuição do diâmetro de gota, portanto há gotas de diâmetro maior e menor em relação ao diâmetro médio. Assim, com o aumento da velocidade do gás a quantidade de gotas que pode ficar em suspensão é maior, o que altera a área interfacial. Desse modo, para compensar o aumento da área interfacial foi necessário reduzir o diâmetro de gota (ajustar) com o aumento da vazão de gás.

A figura 5.16 mostra a variação da velocidade das gotas em função da altura da torre para vazão de 1500 l/h utilizando cinco bicos com diâmetro de orifício de 2,4 mm, com diâmetro de gota ajustado de acordo com a tabela 5.5.

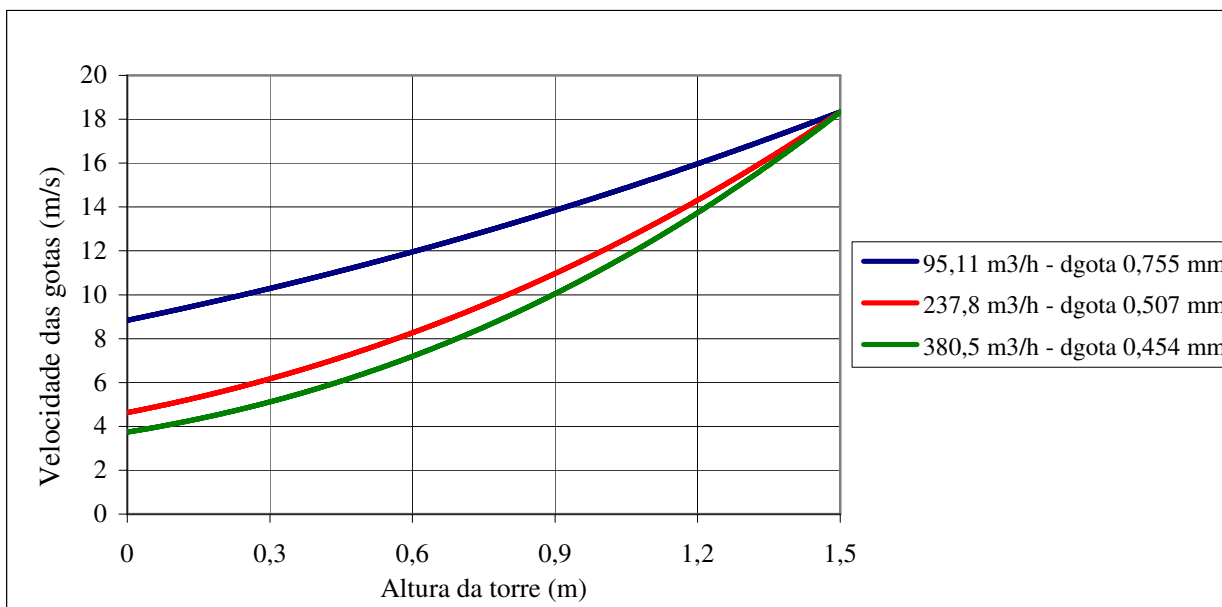


Figura 5.16: Velocidade das gotas em função da altura da torre para vazão de 1500 l/h, utilizando cinco bicos de 2,4 mm de diâmetro de orifício.

A figura 5.16 mostra a desaceleração ao longo da torre, considerando que o início da simulação foi na entrada de gás (altura zero da torre) e as gotas partiam dos bicos a 1,5 m da entrada de ar, pode ser notado que na entrada de gás as gotas já sofreram forte desaceleração. Além disso, no início da pulverização na saída do bico foi considerada a velocidade inicial como sendo a razão entre a vazão de líquido e a área correspondente ao diâmetro do orifício do bico. Assim, as velocidades iniciais são iguais, pois a vazão de líquido foi a mesma (1500 l/h). O diâmetro de gota foi ajustado para cada vazão de gás, para que fosse possível reproduzir a concentração real de saída de SO_2 na altura real da torre de 1,5 m. De acordo com as simulações, quanto menor foi o diâmetro de gota e maior a vazão de gás, maior foi a desaceleração da gota.

Como o coeficiente de transferência de massa e a área interfacial de gotas são dois importantes parâmetro do processo de absorção, foi simulado o parâmetro kmA_{gota} ao longo da torre. A figura 5.17 mostra a evolução de kmA_{gota} simulado em função da altura da torre. O parâmetro kmA_{gota} apresentado corresponde ao cálculo de cada seção dZ ao longo da torre. Foi utilizada a vazão de líquido de 1500 l/h, utilizando cinco bicos com Do de 2,4 mm e Do de 3,2 mm e apenas um bico (Do 5,6 mm).

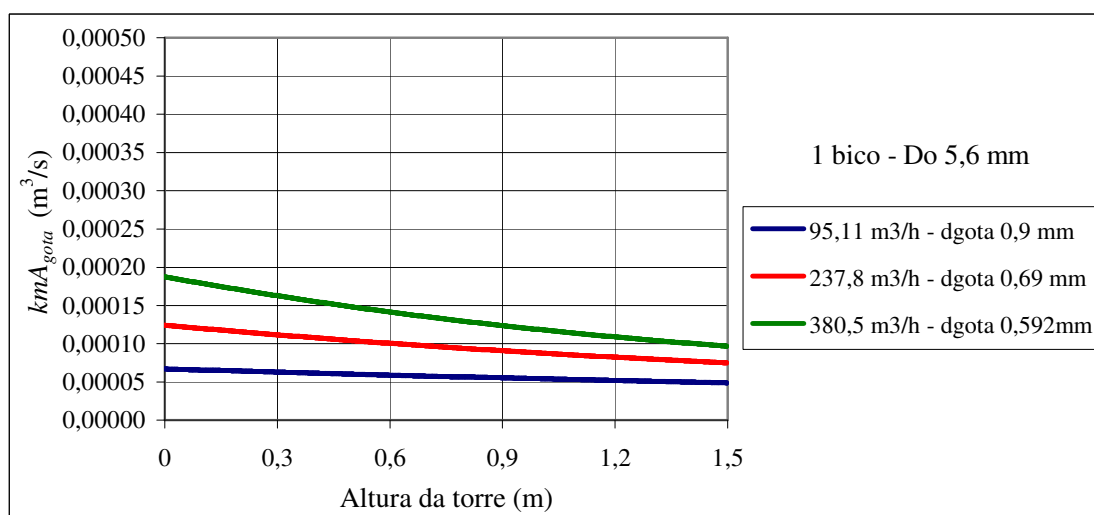
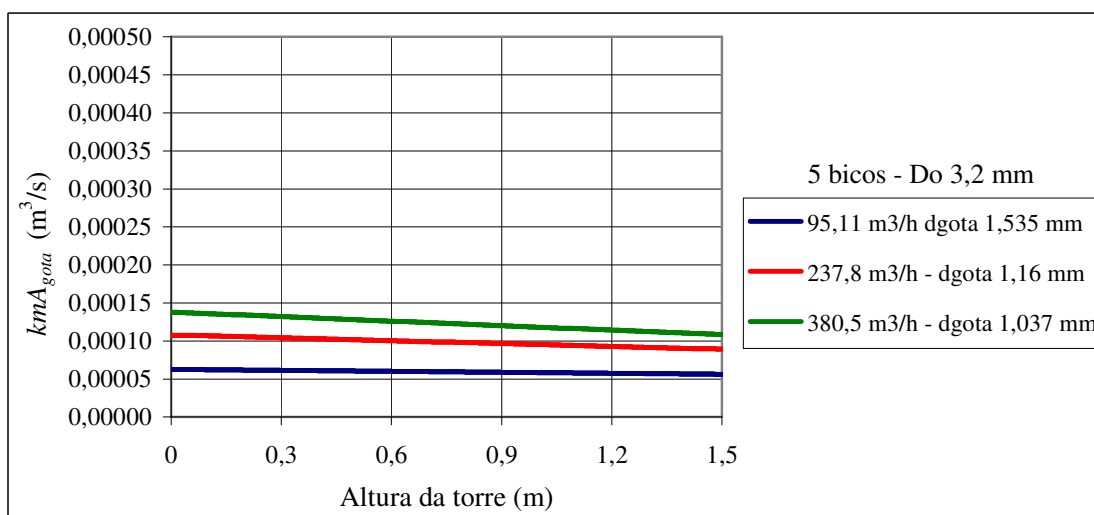
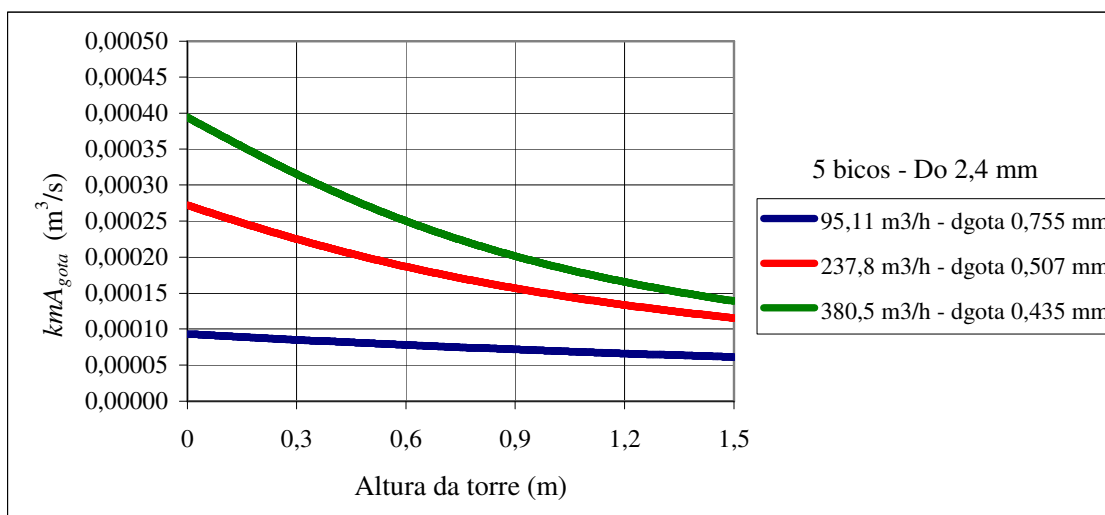


Figura 5.17: Parâmetro kmA_{gota} em função da altura da torre para a vazão de 1500 l/h, utilizando cinco bicos Do 2,4 mm, cinco bicos Do 3,2 mm e apenas um bico Do 5,6 mm.

Como mostra a figura 5.17 kmA_{gota} varia em função da altura da torre, pois a área das gotas e o coeficiente de transferência de massa são afetados pela desaceleração da gota. Como o início da simulação foi considerado na entrada de gás (ponto zero), neste ponto as gotas apresentam menor velocidade, devido a desaceleração. A velocidade das gotas influencia a área das gotas, pois altera o tempo de residência e também influencia o coeficiente de transferência de massa. Com a redução da velocidade das gotas, ocorre o aumento da área interfacial, devido ao aumento do tempo de residência das gotas, porém há redução do coeficiente de transferência de massa. Para uma mesma vazão de líquido (1500 l/h), os diferentes bicos utilizados mostram diferentes kmA_{gota} . O conjunto com cinco bicos (Do 2,4 mm) mostrou maior kmA_{gota} , o que resulta em maior eficiência, como mostraram os resultados experimentais. Já o conjunto de cinco bicos (Do 3,2 mm) mostrou menor $km \times A_{gota}$, inclusive quando comparado com apenas um bico (Do 5,6 mm).

5.3.1 Simulação da Absorção de SO_2 ao Longo da Torre

A simulação da absorção de SO_2 ao longo da torre foi realizada nas mesmas condições do estudo experimental de absorção de SO_2 no interior da torre, a fim de comparar os resultados. A figura 5.18 mostra os resultados simulados e experimentais para vazão de solução de 1500 l/h e vazão de gás de 237,8 m³/h, utilizando conjunto de cinco bicos com Do de 2,4 mm e de 3,2 mm e apenas um bico (Do 5,6 mm), respectivamente. A concentração de SO_2 na entrada da torre foi de 970 ppm, mas o primeiro ponto considerado na simulação (ponto zero) foi no centro dos orifícios da entrada de gás no interior da torre.

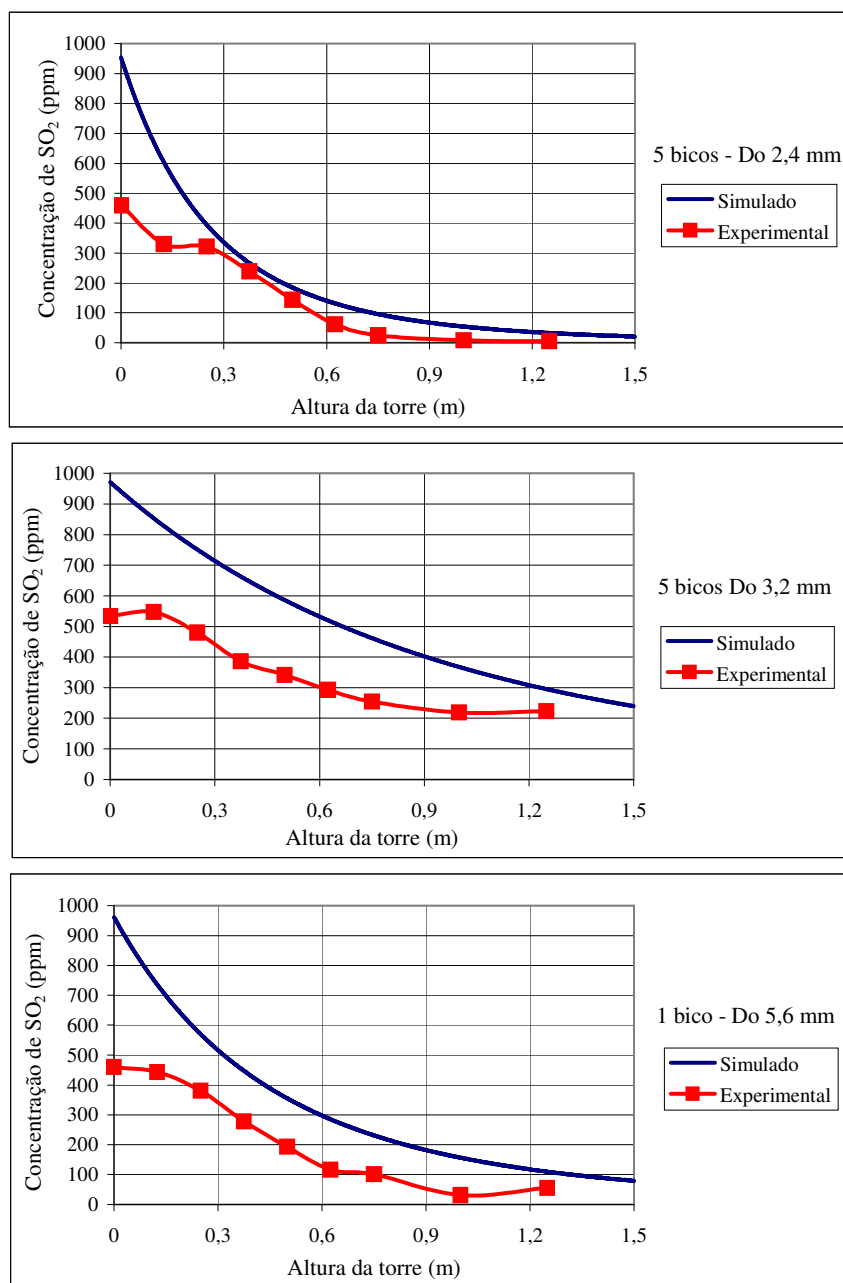


Figura 5.18: Resultados simulados e experimentais da concentração de SO_2 no interior da torre, para vazão de 1500 l/h utilizando cinco bicos com Do 2,4 mm, cinco bicos Do 3,2 mm e apenas um bico Do 5,6 mm.

A figura 5.18 mostra que a concentração de SO_2 no ponto zero simulada e experimental são muito diferentes, independente do bico utilizado. Nos ensaios logo no primeiro ponto de amostragem houve grande redução da concentração de SO_2 , devido a alta taxa de absorção logo no primeiro ponto de amostragem. A diferença da concentração medida no interior da torre e a

concentração simulada no ponto zero da torre, pode ser devido a diferença radial da concentração na torre e a distância percorrida pelo gás do orifício da câmara de distribuição até chegar ao coletor, pois neste trajeto o gás foi absorvido. Embora, exista essa diferença no ponto inicial da torre, os testes realizados com cinco bicos *Do* 2,4 mm mostraram a maior proximidade com os resultados simulados ao longo da torre. Deve ser ainda ressaltado, que o último ponto de medição no interior da torre foi a 1,25 m da entrada de gás.

6 Análise dos Resultados de NO

A torre de nebulização para absorção de SO_2 foi utilizada para absorver NO, a fim de verificar seu desempenho com um gás de baixa solubilidade. O estudo experimental de absorção de NO é um estudo preliminar, e foi realizado em apenas algumas condições de operação da torre de nebulização. A análise dos resultados de absorção de NO foi apresentada através da eficiência da torre de nebulização em função do tempo de residência do gás e da relação L/G . Os testes foram realizados apenas com um conjunto de cinco bicos com diâmetro de orifício de 2,4 mm e vazões de 1000 e 1500 l/h. Os dados, que incluem as concentrações de entrada e saída de NO na torre, bem como a média e o desvio padrão são apresentados no Apêndice C.

Os testes iniciais foram realizados com peróxido de hidrogênio e ácido nítrico sem recirculação. As figuras 6.1 e 6.2 mostram a eficiência de absorção de NO em função do tempo de residência do gás e em função da relação L/G respectivamente, utilizando vazão de solução de 1500 l/h, com injeção de H_2O_2 e de HNO_3 . Neste caso, a injeção foi feita pelos dois canais da bomba peristáltica, que se uniram antes da sucção da bomba centrífuga, havendo mistura entre a solução de H_2O_2 e de HNO_3 com tempo de contato de 0,27 s antes da injeção.

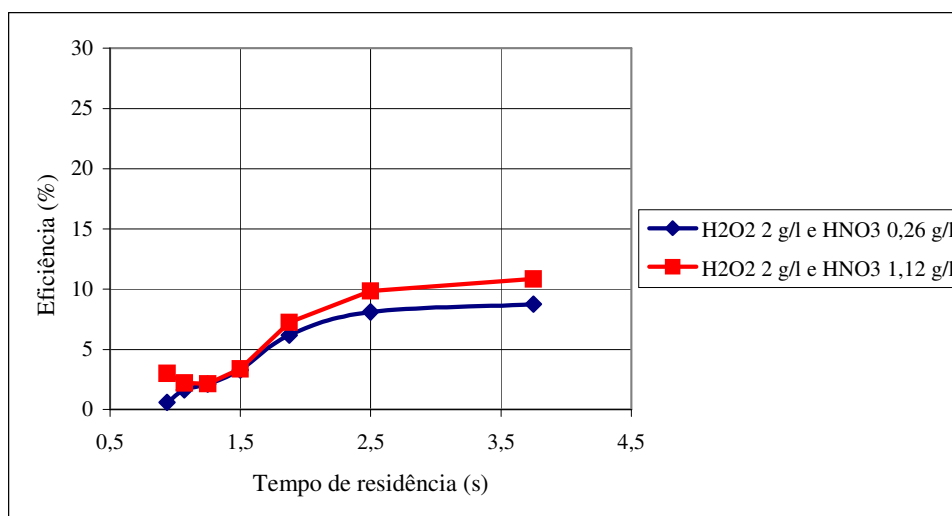


Figura 6.1: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazão de solução de 1500 l/h, com H_2O_2 e HNO_3 , sem recirculação.

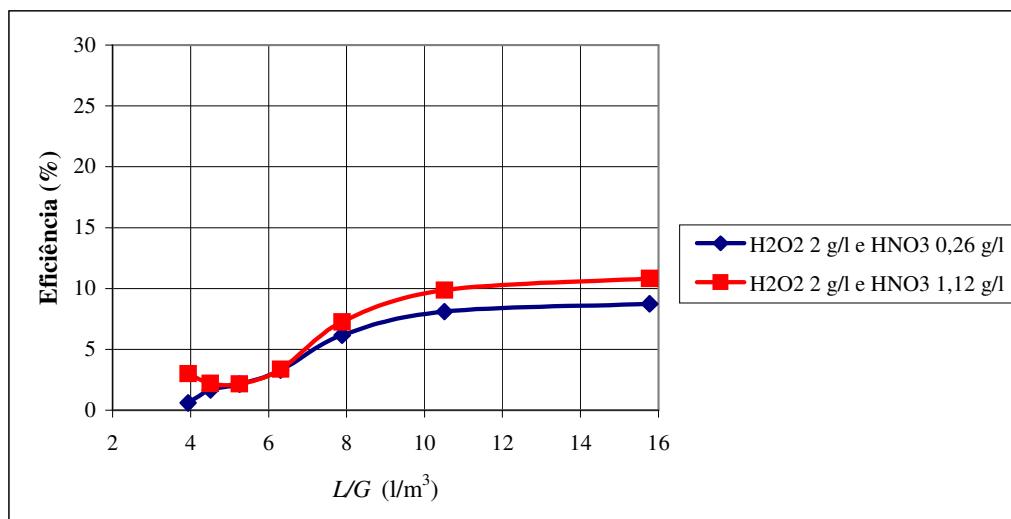


Figura 6.2: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazão de solução de 1500 l/h, com H_2O_2 e HNO_3 , sem recirculação

As figuras 6.1 e 6.2 mostram aumento da eficiência em função do tempo de residência e da relação L/G . Entretanto, a partir do tempo de residência de 2 segundos e L/G 9 l/m³, o aumento da eficiência foi muito pequeno, tendendo a um comportamento constante. A concentração de H_2O_2 na solução foi mantida constante e o aumento na concentração de HNO_3 na solução mostrou um pequeno aumento na eficiência.

As figuras 6.3 e 6.4 mostram a eficiência da torre na remoção de NO em função do tempo de residência e em função da relação L/G , utilizando vazão da solução de 1000 e 1500 l/h, concentração de H_2O_2 de 1,5 e 2,0 g/l e concentração de $FeSO_4$ de 0,038 e 0,051 g/l. Os testes foram realizados sem recirculação, o pH da solução foi mantido em 3 e as soluções de H_2O_2 e $FeSO_4$ foram injetadas no sistema sem mistura na sucção da bomba centrífuga.

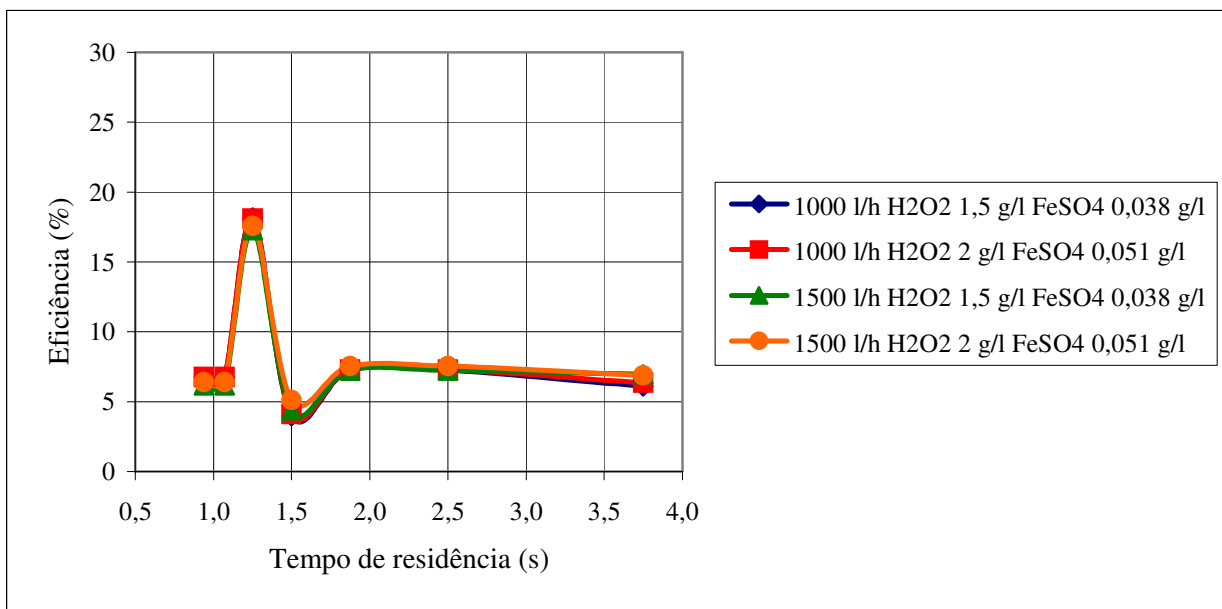


Figura 6.3: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H₂O₂ (1,5 e 2 g/l) e FeSO₄ (0,038 e 0,051) em meio ácido sem recirculação.

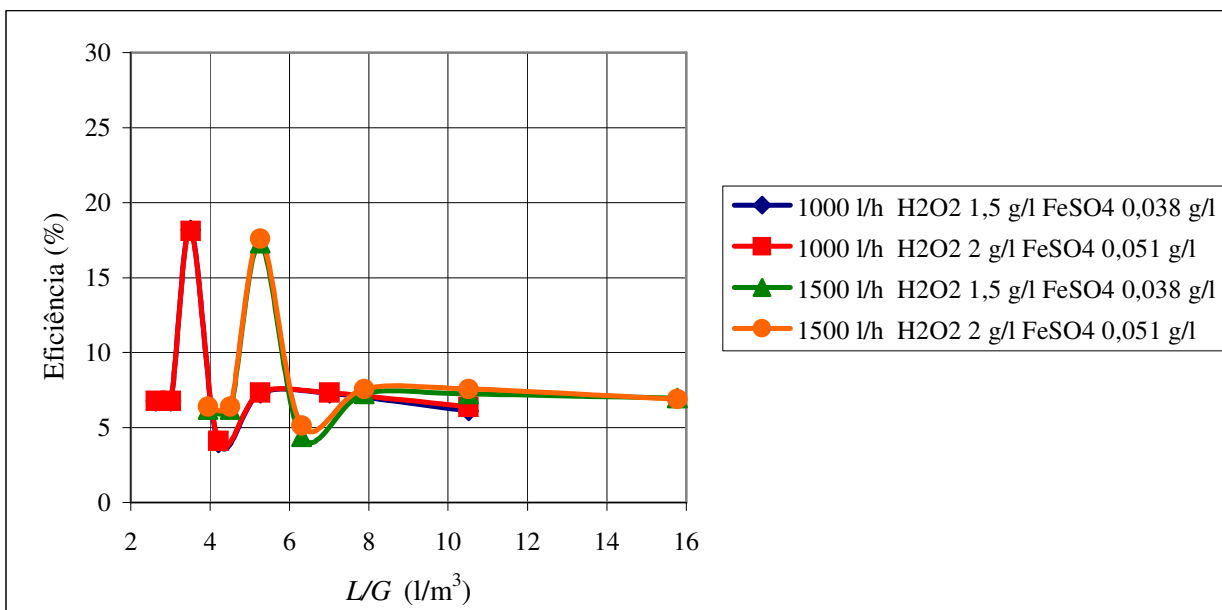


Figura 6.4: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H₂O₂ (1,5 e 2 g/l) e FeSO₄ (0,038 e 0,051) em meio ácido sem recirculação.

Como mostram as figuras 6.3 e 6.4 a eficiência variou pouco em função do tempo de residência e da relação L/G , no entanto houve um pico de eficiência no tempo de residência de

1,2 segundos e L/G de $3,51 \text{ l/m}^3$. Os resultados não mostraram influência da vazão de solução e nem da concentração H_2O_2 .

Foram realizados testes nas mesmas condições anteriores, porém com aumento na concentração de FeSO_4 . As figuras 6.5 e 6.6 mostram a eficiência de absorção do tempo de residência e em função da relação L/G respectivamente, utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h, concentração de H_2O_2 de 1,5 e 2 g/l e concentração de FeSO_4 de 0,076 e 0,102 g/l. Os testes foram realizados sem recirculação, o pH foi mantido em 3 e a injeção de H_2O_2 e FeSO_4 foi realizada separadamente, sem mistura antes da sucção da bomba centrífuga.

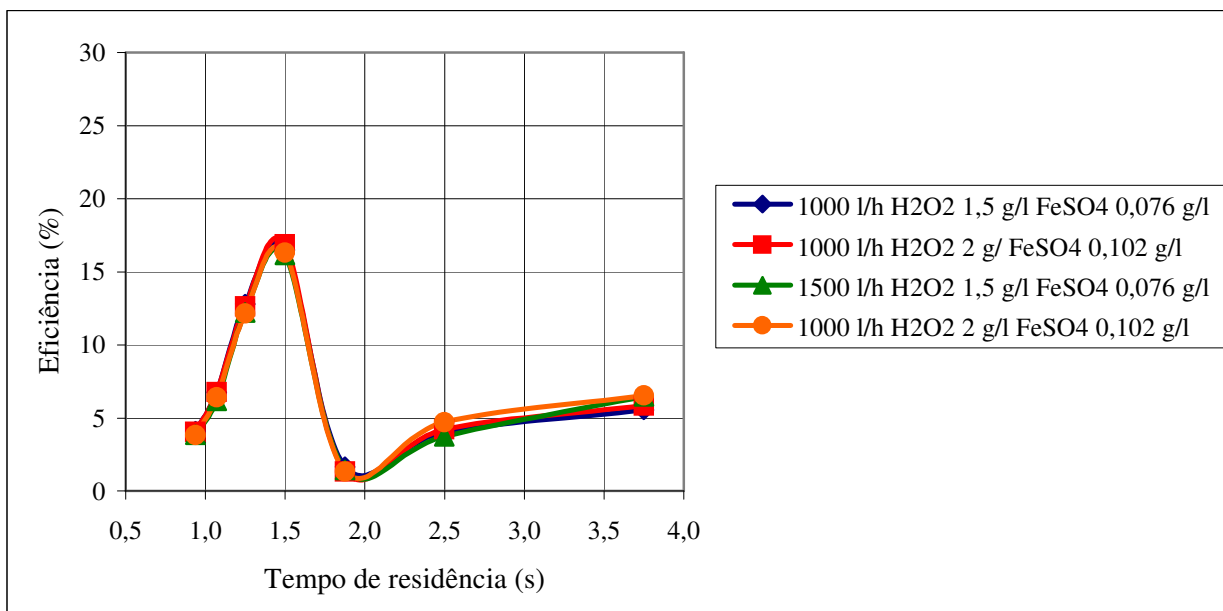


Figura 6.5: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H_2O_2 (1,5 e 2 g/l) e FeSO_4 (0,076 e 0,102 g/l) em meio ácido sem recirculação.

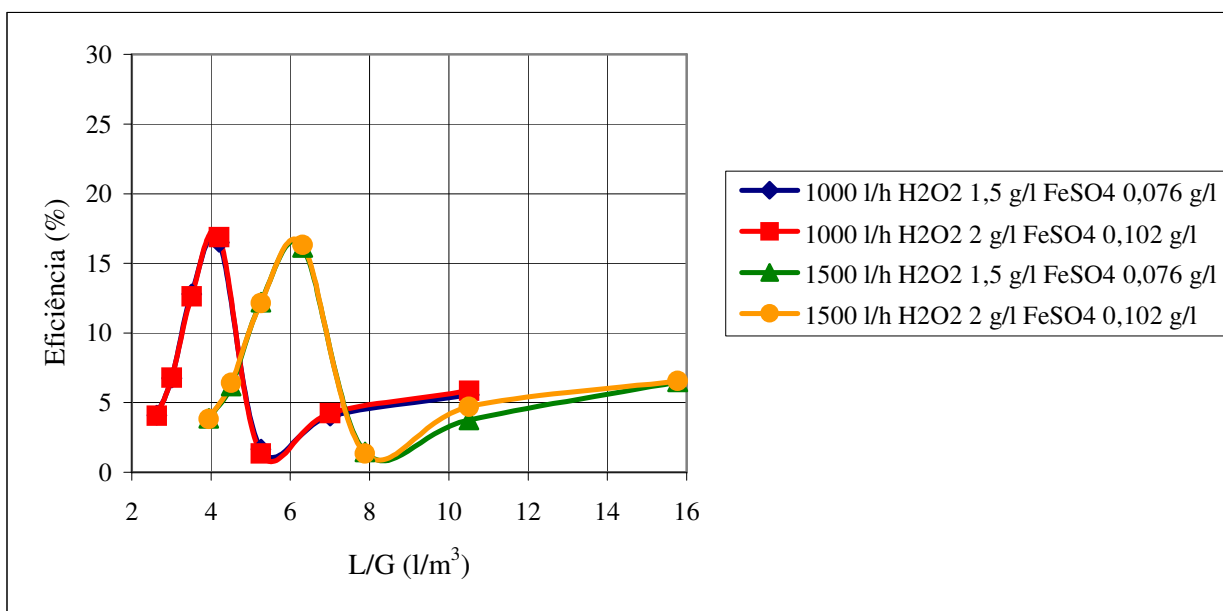


Figura 6.6: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h com H₂O₂ (1,5 e 2 g/l) e FeSO₄ (0,076 e 0,102 g/l) em meio ácido sem recirculação.

As figuras 6.5 e 6.6 mostram que o aumento da concentração de FeSO₄ não contribuiu para o aumento da eficiência da torre e os resultados foram semelhantes aos apresentados nas figuras 6.3 e 6.4.

Foram realizados alguns testes para verificar se haveria influência se houvesse mistura da solução de H₂O₂ e FeSO₄ antes da entrada no sistema, unindo os dois canais da bomba peristáltica antes da injeção na sucção da bomba centrífuga, o que poderia alterar a reatividade da solução. As figuras 6.7 e 6.8 mostram a eficiência da torre na remoção de NO em função do tempo residência e da relação L/G respectivamente, utilizando concentração de H₂O₂ de 1,5 e 2 g/l e concentração de FeSO₄ de 0,076 e 0,102 g/l, sem recirculação e com mistura de H₂O₂ e FeSO₄ antes da injeção na sucção da bomba centrífuga. Os testes foram realizados em pH 3, para apenas três diferentes tempos de residência e três relações L/G . A tabela 6.1 mostra o tempo de contato entre as soluções de H₂O₂ e FeSO₄ antes da injeção na sucção da bomba centrífuga, calculados considerando as vazões utilizadas e as dimensões da tubulação.

Tabela 6.1: mostra o tempo de contato entre as soluções de H_2O_2 e FeSO_4 antes da injeção no sistema.

Vazão de solução (l/h)	H_2O_2 (g/l)	FeSO_4 (g/l)	Tempo de contato (s)
1000	1,5	0,076	0,54
1000	2	0,102	0,40
1500	1,5	0,076	0,36
1500	2	0,102	0,27

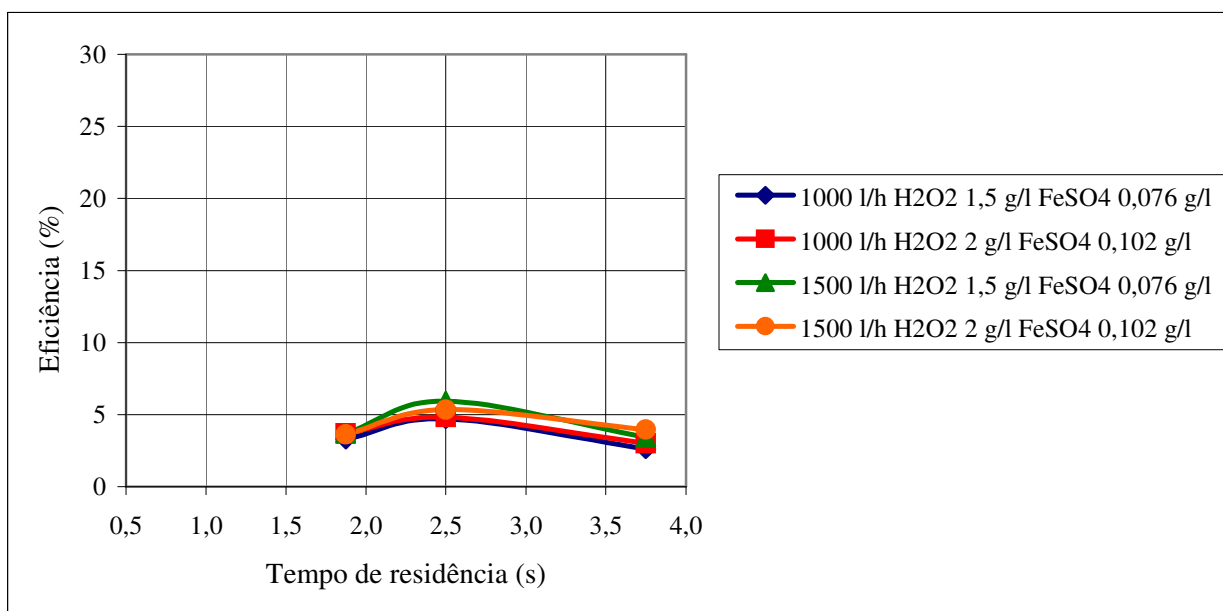


Figura 6.7: Eficiência em função do tempo de residência, utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h, com injeção da mistura de H_2O_2 e FeSO_4 , em meio ácido sem recirculação.

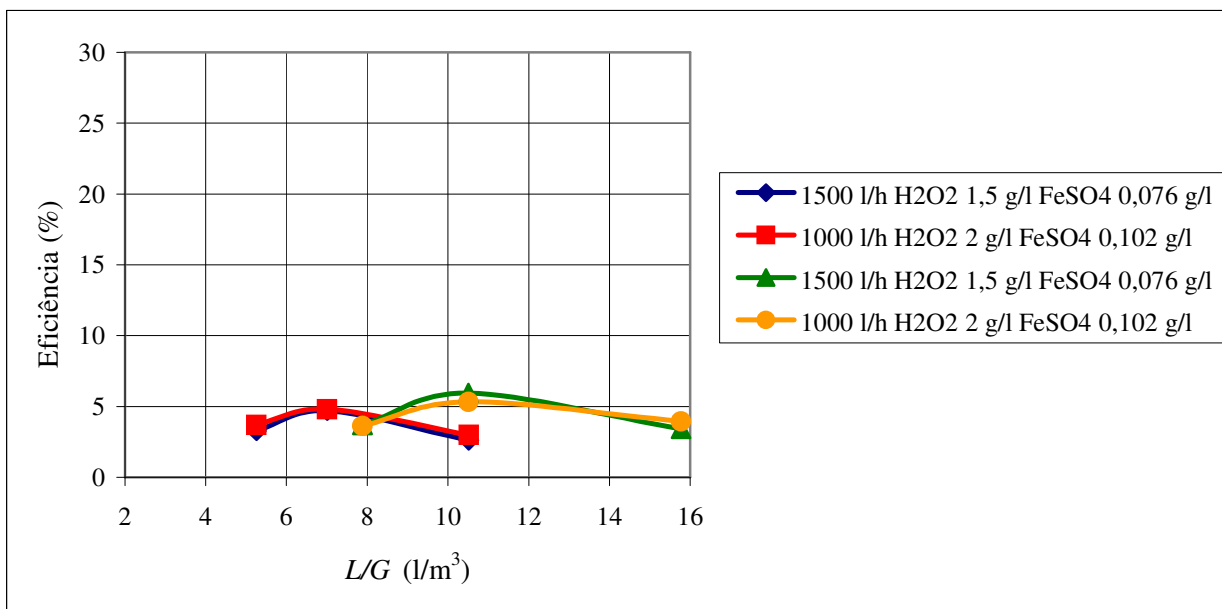


Figura 6.8: Eficiência em função da relação L/G , utilizando vazões de 1000 e 1500 l/h, com injeção da mistura de H_2O_2 e FeSO_4 .

Como mostram as figuras 6.7 e 6.8 a injeção conjunta dos reagentes apresentou resultados da mesma ordem, com leve acréscimo da eficiência no tempo de residência intermediário.

Para verificar a influência da recirculação de peróxido de hidrogênio, foram realizados testes com recirculação da solução de absorção. As figuras 6.9 e 6.10 mostram de eficiência da torre na remoção de NO em função do tempo de residência e da relação L/G respectivamente, utilizando vazão de 1000 l/h e 1500 l/h, concentração de H_2O_2 de 1,5 g/l na solução e solução no tanque de 0,038 g/l de FeSO_4 , com recirculação. Os testes foram realizados com injeção H_2O_2 pela bomba peristáltica, não houve injeção de FeSO_4 , o tanque foi preparado com solução de FeSO_4 (0,038 g/l), o pH foi mantido em 3.

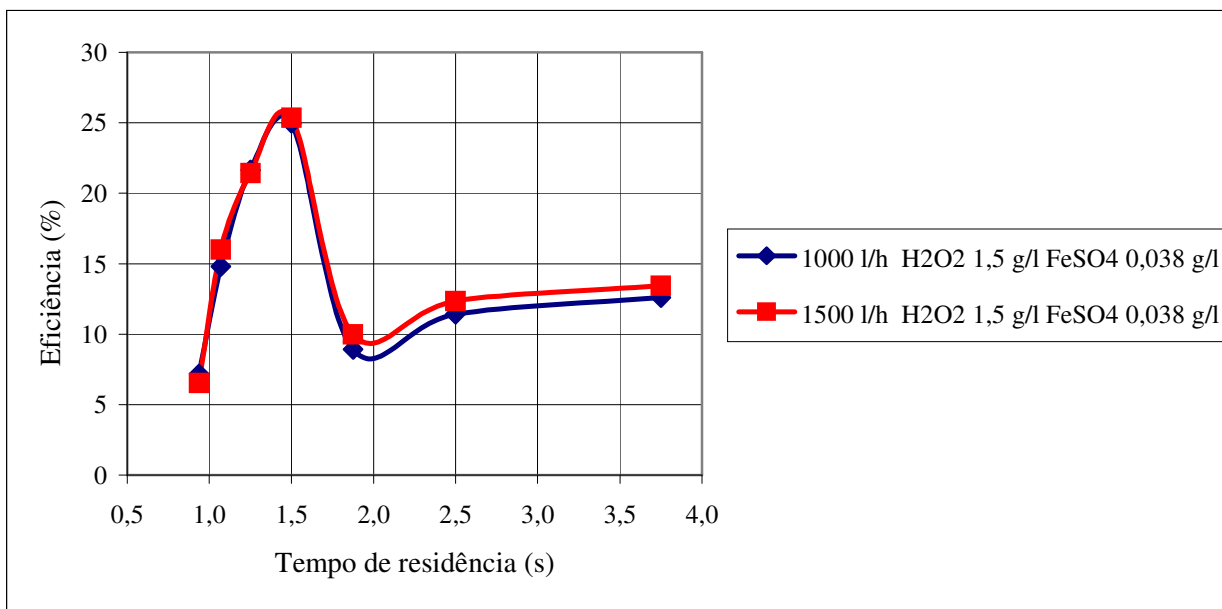


Figura 6.9: Eficiência em função do tempo de residência, para vazões de 1000 e 1500 l/h com H₂O₂ (1,5 g/l) e FeSO₄ (0,038 g/l), com recirculação.

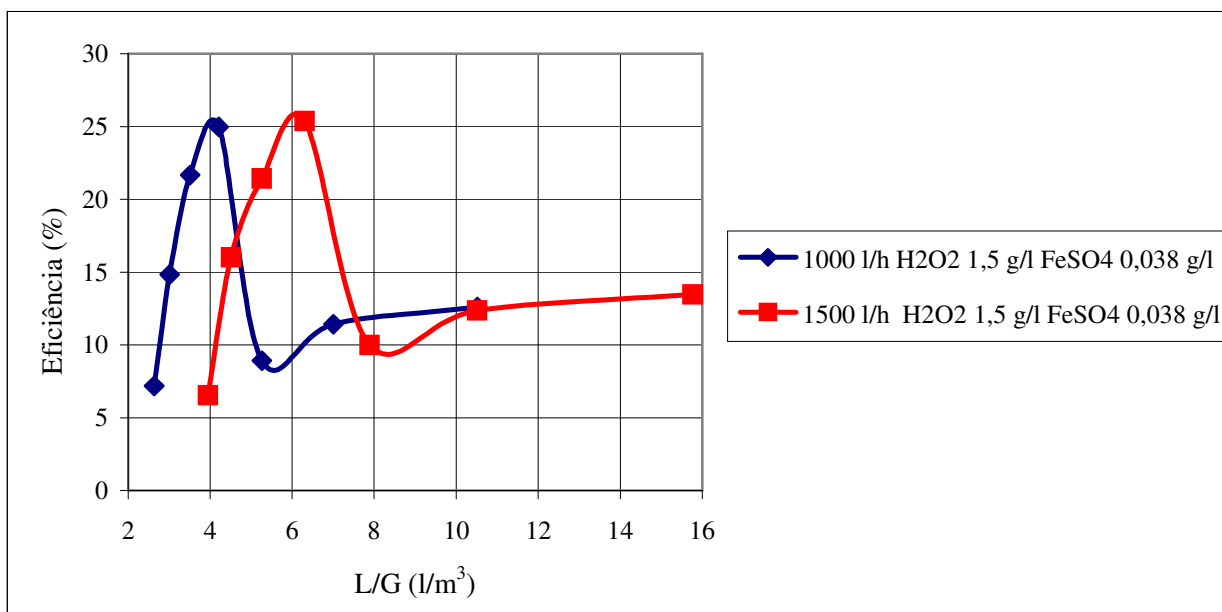


Figura 6.10: Eficiência em função da relação L/G , para vazões de 1000 e 1500 l/h e concentração de H₂O₂ de 1,5 g/l e de FeSO₄ de 0,038 g/l, com recirculação.

Como mostram as figuras 6.9 e 6.10 a eficiência máxima alcançada foi de 25%, no tempo de residência de 1,5 s. Os resultados mostraram que a recirculação aumentou a eficiência de remoção de NO. Devido a recirculação, houve acúmulo de H₂O₂ na solução, mas a concentração

não foi medida. Como nos demais resultados mostrados, neste caso também houve um pico de eficiência.

Embora, os testes na torre de nebulização com NO tenham sido realizados nas condições onde foram obtidas as melhores eficiências com SO_2 , que foi a vazão de 1500 l/h com cinco bicos de D_o 2,4 mm, essa condição pode ainda não ser a condição ideal para este processo. Embora, os testes tenham sido realizados com diferentes velocidades do gás no interior da torre, a faixa de velocidade utilizada pode ter gerado tempos de residência baixos para este processo. O tempo de contado entre o gás e o líquido pode não ter sido suficiente para a reação entre o gás e as soluções de absorção.

Como os testes realizados com soluções contendo sulfato ferroso apresentaram picos de eficiência, a linha de NO foi testada para verificar se não havia nenhum tipo de vazamento. Não foi encontrado nenhum problema na linha de NO e na linha de gás que segue para o analisador de gases. Após os testes com NO, foram realizados testes novamente com SO_2 e o sistema não apresentou nenhum problema.

A torre de nebulização foi construída para absorver SO_2 , que possui alta solubilidade em água. Considerando a vazão de 1500 l/h apenas de água (sem reagente), o sistema seria capaz de absorver 66,6 g SO_2 /h. Como o NO apresenta baixa solubilidade, o sistema nestas condições seria capaz de absorver apenas 0,48 g NO /h em água.

7 Conclusões e Sugestões para Próximos Trabalhos

O estudo experimental mostrou que é possível obter alta eficiência na remoção de SO_2 em torres de nebulização. Os melhores resultados foram alcançados com a vazão de líquido de 1500 l/h com conjunto de cinco bicos de diâmetro de orifício 2,4 mm, onde a pressão do líquido foi de 2,4 bar. Neste caso não houve praticamente influência do tempo de residência e da relação L/G . Os conjuntos de cinco bicos apresentaram eficiência e comportamento semelhante para as vazões de 800 l/h (Do 2,4 mm) e 1500 l/h (Do 3,2 mm), bem como para as vazões de 1000 l/h (Do 2,4 mm) e 2000 l/h (Do 3,2 mm), embora uma vazão seja o dobro da outra. Os testes utilizando cinco bicos mostraram que um grande aumento na relação L/G acima de 9 l/m^3 pode produzir apenas um pequeno aumento na eficiência de remoção de SO_2 .

Os ensaios realizados com SO_2 mostraram a importância da pulverização no processo de absorção, pois vazões iguais pulverizadas por bicos diferentes geraram resultados de eficiência na remoção de SO_2 diferentes. Em geral, os melhores resultados foram alcançados pelos bicos de menor diâmetro de orifício, que geram maior pressão no líquido, maior velocidade das gotas e consequentemente gotas menores. O menor diâmetro de gota gera maior área interfacial, e também contribui para o aumento do coeficiente de transferência de massa. Além disso, a maior velocidade das gotas contribui de maneira positiva com o coeficiente de transferência de massa.

De maneira geral o uso de cinco bicos mostrou melhor desempenho, quando comparado a utilização de apenas um bico. Quando é utilizado apenas um bico o volume no interior da torre preenchido pelo jato de gotas é menor. Embora isso ocorra, o bico com diâmetro de orifício 5,6 mm apresentou desempenho superior quando comparado ao conjunto de cinco bicos com diâmetro de orifício 3,2 mm.

O parâmetro kmA_{gota} foi analisado em função da velocidade do gás e mostrou maior variação para a vazão de 1500 l/h, utilizando cinco bicos com diâmetro de orifício 2,4 mm, onde foi obtida a maior pressão de pulverização (2,4 bar). As vazões utilizando cinco bicos de 800 l/h (Do 2,4 mm) e 1500 l/h (Do 3,2 mm), bem como 1000 l/h (Do 2,4 mm) e 2000 l/h (Do 3,2 mm) apresentaram comportamento semelhante.

O estudo da absorção de SO_2 no interior da torre mostrou alta taxa de absorção logo no primeiro ponto de medição, nos três casos analisados. O comportamento das curvas foi semelhante, com a utilização de cinco bicos de diâmetro de orifício 2,4 mm e um bico de diâmetro de orifício 5,6 mm.

O estudo teórico da absorção de SO_2 na torre de nebulização mostrou grande sensibilidade do processo de absorção ao diâmetro de gota. Para o diâmetro de gota calculado, por correlação encontrada na literatura, a altura calculada necessária da torre é muito menor do que a altura real de 1,5 m. A simulação mostrou que o parâmetro kmA_{gota} é fortemente influenciado pela desaceleração das gotas e que o diâmetro de gota médio deve ser ajustado para cada vazão de ar.

Devido a alta influência do diâmetro de gota, seria importante um estudo sobre o diâmetro e distribuição das gotas ao longo da torre, verificando a interação entre os jatos que podem alterar a área interfacial de gotas ao longo da torre.

O estudo da absorção de NO na torre de nebulização mostrou baixa eficiência de remoção quando comparada a eficiência obtida com SO_2 . A absorção de NO com soluções de H_2O_2 e HNO_3 , mostrou um pequeno aumento na eficiência com o aumento da concentração de HNO_3 . Os testes realizados com soluções de H_2O_2 e FeSO_4 mostraram eficiências mais altas na remoção de NO, independentemente da concentração de H_2O_2 e da vazão da solução. No entanto, os testes utilizando sulfato ferroso apresentaram picos de eficiência, que não foi possível explicar.

Este trabalho apresentou um grande número de dados experimentais de absorção de SO_2 e NO. Principalmente no caso da absorção de SO_2 , foi demonstrada a importância da pulverização no processo de absorção e a influência das variáveis, pois o estudo experimental foi realizado em diversas condições de operação. No caso da absorção de NO na torre de pulverização, embora tenha sido um estudo preliminar, ficou claro que não é possível atingir alta eficiência de remoção de NO em condições similares as utilizadas com SO_2 , como no caso da velocidade do gás no interior da torre.

Sugestões para próximos trabalhos:

- Análise do diâmetro e distribuição de gota ao longo da torre.
- Estudo da coalescência e quebra das gotas ao longo da torre.
- Estudo da interação dos jatos gerados pelos bicos pulverizadores.
- Estudo da disposição dos bicos pulverizadores na torre de nebulização.
- Estudo da absorção de SO_2 e NO com alteração da altura da torre.

Referencias

ASTARITA, G. **Mass Transfer with Chemical Reaction**. New York: MacGraw-Hill, 1967. 186 p.

AYRES, D.; CALDAS, M.; SEMIÃO, V.; CARVALHO, M. G. Prediction of the droplet size and velocity joint distribution for sprays. **Fuel**, v.80, p.383-394, 2001.

BANDYOPADHYAY, A.; BISWAS, M. N. Modeling of SO₂ scrubbing in a spray tower. **The Science of the Total Environment**, v.383, p.25-40, 2007.

BANDYOPADHYAY, A.; BISWAS, M. N. Prediction of the removal efficiency of a novel two-stage hybrid scrubber for flue gas desulfurization. **Chemical Engineering Technology**, v.29, n.1, p.130-145, 2006.

BAVEJA, K.K.; RAO, D.S.; SARKAR, M.K. Kinetics of absorption of nitric oxide in hydrogen peroxide. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 12, n.4, p.322-325, 1979.

BIGDA, R.J. Consider Fenton's chemistry for wastewater treatment. **Chemical Engineering Progress**, v. 91, n.12, p.62-66, 1995.

BOZORGI, Y.; KESHAVARZ, P.; TAHERI, M.; FATHIKALJAH, J. Simulation of a spray scrubber performance with Eulerian/Lagrangian approach in the aerosol removing process. **Journal of Hazardous Materials**, v.137, n. 1, p.509-517, 2006.

BROGREN, C.; KARLSSON, H. T. A model for prediction of limestone dissolution in wet flue gas desulfurization applications. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v.36, p.3889-3897, 1997.

CHANG, C. S.; ROCHELLE, G. T. SO₂ absorption into aqueous solutions. **Aiche Journal**, v.27, n.2, p.292-298, 1981.

CHIEN, T.W.; CHU, H. Removal of SO₂ and NO from flue gas by wet scrubbing using aqueous NaClO₂ solution. **Journal of Hazardous Materials**, v. B80, p.43-57, 2000.

CHIEN, T.W.; CHU, H.; HSUEH, H. T. Kinetic study on absorption of SO₂ and NO_x with acidic NaClO₂ solutions using the spraying column. **Journal of Environmental Engineering**, v. 129, n.11, p.967-974, 2003.

CHU, H.; CHIEN, T.W.; TWU, B. The absorption kinetics of NO in NaClO₂/NaOH solutions. **Journal of Hazardous Materials**, v. B84, p.241-252, 2001.

COLLINS, M.M.; COOPER, C.D.; DIETZ, J.D.; CLAUSEN III, C.A.; TAZI, L.M. Pilot-scale evaluation of H₂O₂ injection to control NO_x emissions. **Journal of Environmental Engineering**, v. 127, n.4, p.329-336, 2001.

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. 580p.

DANCKWERTS, F.R.S. **Gas – Liquid Reactions**. New York: MacGraw-Hill, 1970. 274 p.

DE NEVERS, N. **Air Pollution Control Engineering**. New York: McGraw - Hill, 2000. 576 p.

EDEN, D.; LUCKAS, M. A heat and mass transfer model for the simulation of the wet limestone flue gas scrubbing process. **Chemical Engineering Technology**, v.21, n.1, p.56-60, 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.

FROESLING, N. **Gerlands Beitr. Geophys.**, v.52, p.170, 1938 apud SHERWOOD, T. K.; PIGFORD, R.L. **Absorption and Extraction**. New York: MacGraw-Hill, 1952. 477 p.

GULKAYA, I.; SURUCU, G.A.; DILEK, F.B. Importance of $\text{H}_2\text{O}_2/\text{Fe}^{2+}$ ratio in Fenton's treatment of a carpet dyeing wastewater. **Journal of Hazardous Materials**, v.136, p.763-769, 2006.

GUTIERREZ, F. J.; VIDAL, F.; OLLERO, P; SALVADOR, L.; CORTÉS, V. Pilot-plant technical assessment of wet flue gas desulfurization using limestone. **Industry Engineering Research**, v.45, p.1466-1477, 2006.

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.

HIKITA, H.; ASI, S; TSUJI, T. Absorption of sulfur dioxide into aqueous sodium hydroxide and sodium sulfite solutions. **Aiche Journal**, v.23, n.4, p.538-544, 1977.

HSU, C.; SHIH, S; CHANG, C. Simulation of SO_2 absorption by falling water drops. **The Canadian of Chemical Engineering**, v.72, p.256-261, 1994.

JAVED, K. H.; MAHMUD, T; PURBA, E. Enhancement of mass transfer in a spray tower using swirling gas flow. **Chemical Engineering Research and Design**, v.84, n.A6, p.465-477, 2006.

JETHANI, K. R.; SUCHAK, N.J.; JOSHI, J. B. Modeling and simulation of a spray column for NO_x absorption. **Computers & Chemical Engineering**, v. 16, n.1, p.11-25, 1992.

JOSHI, J. B.; MAHAJANI, V.V.; JUVEKAR, V.A. Invented review Absorption of NO_x gases **Chemical Engineering Communications**, v. 33, p.1-92, 1985.

KAJI, R.; HISHINUMA, Y; KURODA, H. SO_2 absorption by water droplets. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v.18, n.2, p.169-171, 1985.

KARLSSON, H. T. Liquid phase oxidation of nitrous acid by hydrogen peroxide. **Acta Chemica Scandinavica**, v. A 37, n.3, p.241-246, 1983.

KASPER, J.M.; CLAUSEN III, C.A.; COOPER, D. C. Control of nitrogen oxide emissions by hydrogen peroxide-enhanced gas-phase oxidation of nitric oxide. **Journal of Air & Waste Management Association**, v. 46, p.127-133, 1996.

KESHVARZ, P.; BOZORGI, Y.; FATHIKALJAH, J.; TAHERI, M. Prediction of the spray scrubber' performance in the gaseous and particulate scrubbing processes. **Chemical Engineering Journal**, v.140, p.22-31, 2008.

KOHL, A. L.; RIESENFELD, F. C. **Gas Purification**. Houston: Gulf Publishing, 1985. 900 p.

KRISSMANM, J.; SIDDIQI, M. A.; LUCAS, K. Thermodynamics of SO₂ absorption solutions. **Chemical Engineering Technology**, v.21, n.8, p.641-644, 1998.

LANCIA, A.; MUSMARRA, D.; PEPE, F. Modeling of SO₂ absorption into limestone suspensions. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v.36, p.197-203, 1997.

LEFEBVRE, A. H. **Atomization and Sprays**. New York: Hemisphere publishing Corporation, 1989. 421 p.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das Reações Químicas**. São Paulo: E. Blucher, 2000. 563 p.

LIMVORANUSORN, P.; COOPER, C.D.; DIETZ, J.D.; CLAUSEN, C. A.; PETTEY, L.; COLLINS, M.M. Kinetic modeling of the gas-phase oxidation of nitric oxide using hydrogen peroxide. **Journal of Environmental Engineering**, v. 131, n.4 p.518-525, 2005.

LINDE, D. R. **CRC Handbook of Chemistry and Physics**. Boca Raton: CRC Press, 1998.

MAROCCO, L.; INZOLI, F. Multiphase Euler-Lagrange CFD simulation applied to wet flue gas desulfurization technology. **International Journal of Multiphase Flow**, v.35, p.185-194, 2009.

MARSHALL JR., W. R. **Atomization and Spray Drying**. New York: American Institute of Chemical Engineers, 1954. 122 p.

MEIKAP, B. C.; KUNDU, G.; BISWAS, M. N. Modeling of a novel multi-stage bubble column scrubber for flue gas desulfurization. **Chemical Engineering Journal**, v.86, p.331-342, 2002.

MICHALSKI, J. A. Aerodynamic characteristics of FGD spray tower. **Chemical Engineering Technology**, v.20, p.108-117, 1997.

MICHALSKI, J. A. Aerodynamic characteristics of flue gas desulfurization spray tower-polydispersity consideration. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v.39, p.3314-3324, 2000.

MICHALSKI, J. A. The influence of aerodynamic characteristics on mass exchange efficiency in FGD scrubbers. **Chemical Engineering Technology**, v.22, n.4, p.343-351, 1999.

MYCOCK, J. C.; MCKENNA, J. D.; THEODORE, L. **Handbook of Air Pollution Control Engineering and Technology**. Boca Raton: CRC Press, 1995. 405 p.

MYERS, E.B.; OVERCAMP, T.J. Hydrogen peroxide for the control of nitrogen oxides. **Environmental Engineering Science**, v. 19, n.5 p.321-327, 2002.

NEWMAN, B.L.; CARTA, G. Mass transfer in the absorption of nitrogen oxides in alkaline solutions. **Aiche Journal**, v. 34, n.7, p.1190-1199, 1988.

NEYENS, E.; BAEYENS, J. A review of classic Fenton's peroxidation as an advanced technique. **Journal of Hazardous Materials**, v.98, p.33-50, 2003.

NYGAARD, H. G.; KILL, S; JOHNSON, J. E.; JENSEN, J. N.; HANSEN, J.; FOGH, F.; JOHANSEN, K. Full-scale measurements of SO₂ gas phase concentrations and slurry compositions in a wet flue gas desulfurization spray absorber. **Fuel**, v.83, p.1151-1164, 2004.

PAIVA, J.L.; KACHAN, G.C. Absorption of nitrogen oxides in aqueous solutions in a structured packing pilot column. **Chemical Engineering and Processing**, v. 43, p.941-948, 2004.

PAIVA, J.L.; KACHAN, G.C. Modeling and simulation of a packed column for NO_x absorption with hydrogen peroxide. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 37, p.609-614, 1998.

PEPPER, I. L.; GERBA, C.P.; BRUSSEAU, M. L. **Environmental & Pollution Science**. Boston: Elsevier, 2006. 532 p.

PETTERSON, M.; NILSSON, B.; BIGERSSON, J.; SIMONSON, E. Analysis and validation of a simplified model of a wet flue gas cleaning system. **Journal of Process Control**, v.8, n.1, p.69-76, 1998.

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

ROSSI, N.J.; UNFRIED, K.G. NO_x control with hydrogen peroxide. **Metal Finishing**, v.95, n.4 p.16-19, 1997.

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

SCHIFFTNER, K. C. **Air Pollution Control Equipment Selection Guide**. New York: CRC Press, 2002. 248 p.

SCHMIDT, B.; STICHLMAIR, J. Two phase flow and mass transfer in scrubber. **Chemical Engineering Technology**, v.14, p.162-166, 1991.

SCHNELLE, K. B.; BROWN, C. A. **Air Pollution Control Technology Handbook**. New York: CRC Press, 2001. 408 p.

SCHULTES, M. Absorption of sulfur dioxide with sodium hydroxide solution in packed columns. **Chemical Engineering Technology**, v.21, n.2, p.201-209, 1998.

SHERWOOD, T. K.; PIGFORD, R.L. **Absorption and Extraction**. New York: MacGraw-Hill, 1952. 477 p.

SHERWOOD, T. K.; PIGFORD, R.L.; WILKE, C.R. **Mass Transfer**. New York: MacGraw-Hill, 1975. 676 p.

SILVA, C.E.; LANGE, L.C.; AMARAL, M.C.S.; ARTHUZO, P.P. Aplicação dos processos Fenton e Foto-Fenton no tratamento de percolatos de aterros sanitários. In: VI CONGRESSO BARASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 2006, Santos. COBEQ, 2006. v.1 p.1-8.

SRIVASTAVA, R.K.; JOZEWICZ, W. Flue Gas Desulfurization: The State of the Art. **Journal of the Air & Waste Management Associations**, v. 51, p. 1676-1688, 2001

STROCK, T. W.; GOHARA, W. F. Experimental approach and techniques for the evaluation of wet flue gas desulfurization scrubber fluid mechanics. **Chemical Engineering Science**, v.49, n. 24A, p.4667-4679, 1994.

SUCHAK, N.J.; JETHANI, K. R.; JOSHI, J. B. Absorption of nitrogen oxides in alkaline solutions: selective manufacture of sodium nitrite. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 29, p.1492-1502, 1990.

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

TANIGUCHI, I.; YOKOYAMA, H.; ASANO, K. Mass transfer in absorption of lean gas using small spray column. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v.32, n.1, p.145-150, 1999.

THOMAS, D.; VANDERCHUREN, J. Modeling of NO_x absorption into nitric acid solutions containing hydrogen peroxide. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 36, p.3315-3322, 1997.

THOMAS, D.; VANDERCHUREN, J. The absorption-oxidation of NO_x with hydrogen peroxide for the treatment of tail gases. **Chemical Engineering Science**, v. 51, n.11, p.2649-2654, 1996.

TREYBAL, R. E. **Mass - Transfer Operations**. New York: MacGraw-Hill, 1981. 784 p.

WEISS, C.; WIELTSCH, U. Laser optical flow measurements and computational fluid calculation of spray tower hydrodynamics. **Chemical Engineering Research and Design**, v.83, n.5, p.492-507, 2005.

WILLEKE, K.; BARON, P.A. **Aerosol Measurement**. New York: Wiley Interscience, 2001. 1130 p.

ZHAO, J.; JIN, B; ZHONG, Z. The degree of desulfurization of a limestone/gypsum wet FGD spray tower using response surface methodology. **Chemical Engineering Technology**, v.30, n.4, p.517-522, 2007.

Apêndice A

As tabelas A.1, A.2, A.3, A.4 e A.5 mostram os resultados de absorção de SO₂ para as vazões de solução de 800, 1000, 1500 e 2000 l/h utilizando cinco bicos. Nas tabelas são apresentadas as concentrações de entrada e saída de SO₂ na torre, bem como a média e o desvio padrão.

Tabela A.1: Vazão de 800 l/h com cinco bicos (Do 2,4 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	935	184	181	178	178	176	179,4	3,13
142,7	974	274	273	272	270	268	271,4	2,41
190,2	893	271	269	268	267	265	268,0	2,24
237,8	961	308	306	305	304	303	305,2	1,92
285,3	942	326	327	326	326	327	326,4	0,55
332,9	948	380	379	377	377	375	377,6	1,95
380,5	938	406	405	403	401	402	403,4	2,07

Tabela A.2: Vazão de 1000 l/h com cinco bicos (*Do* 2,4 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	984	78	76	74	73	72	74,6	2,41
142,7	956	111	108	106	104	103	106,4	3,21
190,2	920	126	122	118	117	117	120,0	3,94
237,8	941	134	133	133	132	129	132,2	1,92
285,3	960	154	153	152	151	149	151,8	1,92
332,9	943	159	157	156	155	153	156,0	2,24
380,5	947	176	176	174	175	176	175,4	0,89

Tabela A.3: Vazão de 1500 l/h com um bico (*Do* 2,4mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	984	15	14	13	13	12	13,4	1,14
142,7	956	15	14	13	12	12	13,2	1,30
190,2	920	16	15	14	14	13	14,4	1,14
237,8	941	17	17	16	16	15	16,2	0,84
285,3	960	22	22	21	20	20	21,0	1,00
332,9	943	27	26	26	25	25	25,8	0,84
380,5	947	33	32	32	31	30	31,6	1,14

Tabela A.4: Vazão de 1500 l/h com cinco bicos (Do 3,2 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	816	155	153	152	153	152	153,0	1,22
142,7	977	265	263	262	259	257	261,2	3,19
190,2	910	271	271	270	269	268	269,8	1,30
237,8	976	317	318	319	319	320	318,6	1,14
285,3	952	319	317	316	314	313	315,8	2,39
332,9	914	347	347	347	346	346	346,6	0,55
380,5	909	379	379	380	379	380	379,4	0,55

Tabela A.5: Vazão de 2000 l/h com cinco bicos (Do 3,2 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	932	92	91	89	88	88	89,6	1,82
142,7	951	128	126	125	124	122	125,0	2,24
190,2	973	137	133	131	130	129	132,0	3,16
237,8	962	141	137	136	134	133	136,2	3,11
285,3	961	168	168	166	164	163	165,8	2,28
332,9	982	178	174	171	169	168	172,0	4,06
380,5	942	171	169	165	164	164	166,6	3,21

As tabelas A.6, A.7, A.8 e A.9 mostram os dados de absorção de SO₂ para as vazões de 800, 1000 e 1500 l/h, utilizando apenas um bico. Nas tabelas são apresentadas as concentrações de entrada e saída de SO₂ na torre, bem como a média e o desvio padrão.

Tabela A.6: Vazão de 800 l/h com um bico (*Do* 4,4 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	913	215	213	210	211	212	212,2	1,92
142,7	951	316	314	312	311	311	312,8	2,17
190,2	955	324	324	322	321	321	322,4	1,52
237,8	978	356	355	355	354	352	354,4	1,52
285,3	986	396	394	395	394	393	394,4	1,14
332,9	951	428	426	424	424	424	425,2	1,79
380,5	940	472	471	468	466	465	468,4	3,05

Tabela A.7: Vazão de 1000 l/h com um bico (*Do* 4,4 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	913	109	108	106	104	104	106,2	2,28
142,7	951	184	184	184	182	183	183,4	0,89
190,2	898	212	210	209	208	208	209,4	1,67
237,8	978	234	234	232	232	232	232,8	1,10
285,3	986	259	260	261	259	259	259,6	0,89
332,9	951	277	275	274	273	274	274,6	1,52
380,5	940	293	292	291	288	288	290,4	2,30

Tabela A.8: Vazão de 1000 l/h com um bico (*Do* 5,6 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	846	143	141	140	141	140	141,0	1,22
142,7	993	279	279	280	279	279	279,2	0,45
190,2	899	268	265	266	267	266	266,4	1,14
237,8	915	301	300	298	298	297	298,8	1,64
285,3	860	305	302	301	304	303	303,0	1,58
332,9	899	353	353	350	350	350	351,2	1,64
380,5	907	393	393	392	392	391	392,2	0,84

Tabela A.9: Vazão de 1500 l/h com um bico (*Do* 5,6 mm).

Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	846	34	33	32	32	33	32,8	0,84
142,7	993	87	86	86	87	86	86,4	0,55
190,2	899	67	66	66	65	65	65,8	0,84
237,8	915	102	101	100	101	101	101,0	0,71
285,3	860	102	101	100	100	100	100,6	0,89
332,9	899	119	118	116	116	115	116,8	1,64
380,5	899	135	134	132	131	131	132,6	1,82

Apêndice B

As tabelas B.1 e B.2 mostram os resultados do estudo experimental de absorção no interior da torre, para a vazão de 1500 l/h, com cinco bicos (*Do* 2,4 mm) e (*Do* 3,2 mm) utilizando o coletor apresentado na figura 3.12

Tabela B.1: Absorção no interior da torre, com cinco bicos (*Do* 2,4 mm), utilizando o dispositivo apresentado na figura 3.12.

Entrada SO ₂ 958 ppm							
Altura (mm)	Saída SO ₂ (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
	1	2	3	4	5		
0	615	608	602	603	603	606,2	4,87
125	434	433	432	429	428	431,2	2,31
250	373	370	372	367	366	369,6	2,73
375	278	276	278	277	271	276,0	2,61
500	148	153	151	153	154	151,8	2,13
625	71	70	69	68	67	69,0	1,41
750	31	31	30	30	30	30,4	0,49
1000	10	9	9	8	8	8,8	0,75
1250	7	7	7	7	7	7,0	0,00

Tabela B.2: Absorção no interior da torre, com cinco bicos (*Do* 3,2 mm), utilizando o dispositivo apresentado na figura 3.12.

Entrada SO ₂ 972 ppm							
Altura (mm)	Saída SO ₂ (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
	1	2	3	4	5		
0	551	548	547	546	546	547,6	1,85
125	482	478	477	479	476	478,4	2,06
250	338	338	338	335	330	335,8	3,12
375	245	246	247	245	248	246,2	1,17
500	245	244	243	243	239	242,8	2,04
625	192	183	179	183	183	184,0	4,29
750	148	148	147	145	146	146,8	1,17
1000	148	147	147	147	147	147,2	0,40
1250	228	227	228	228	228	227,8	0,40

As tabelas B.3, B.4 e B.5 mostram os resultados experimentais da absorção de SO₂ no interior da torre, para a vazão de 1500 l/h, utilizando cinco bicos (*Do* 2,4 mm), cinco bicos (*Do* 3,2 mm) e apenas um bico (*Do* 5,6 mm), utilizando o coletor apresentado na figura 3.13.

Tabela B.3: Absorção no interior da torre, com cinco bicos (*Do* 2,4 mm), utilizando o coletor apresentado na figura 3.13.

Entrada SO ₂ 958 ppm							
Altura (mm)	Saída SO ₂ (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
	1	2	3	4	5		
0	456	461	462	459	460	459,6	2,06
125	334	330	331	329	328	330,4	2,06
250	326	324	323	319	317	321,8	3,31
375	241	240	238	238	238	238,5	0,87
500	145	143	144	143	142	143,4	1,02
625	60	61	62	63	63	61,8	1,17
750	26	25	25	26	25	25,4	0,49
1000	10	9	8	8	8	8,6	0,80
1250	6	6	6	6	6	6,0	0,00

Tabela B.4: Absorção no interior da torre, para 1500 l/h, com cinco bicos (*Do* 3,2 mm), utilizando o coletor apresentado na figura 3.13.

Entrada SO ₂ 972 ppm							
Altura (mm)	Saída SO ₂ (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
	1	2	3	4	5		
0	535	536	535	534	531	534,2	1,72
125	548	548	546	546	545	546,6	1,2
250	479	480	481	480	479	479,8	0,75
375	386	388	386	385	382	385,2	2,17
500	345	339	338	341	341	340,8	2,40
625	294	294	294	292	290	292,8	1,60
750	253	256	254	254	254	254,2	0,98
1000	220	221	218	218	218	219,0	1,26
1250	224	222	223	222	223	222,8	0,75

Tabela B.5: Absorção de SO₂ no interior da torre, com apenas um bico (*Do* 3,2 mm), utilizando o coletor apresentado na figura 3.13.

Entrada SO ₂ 964 ppm							
Altura (mm)	Saída SO ₂ (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
	1	2	3	4	5		
0	465	460	460	459	455	459,8	3,19
125	460	455	444	430	424	442,6	13,87
250	385	384	382	380	373	380,8	4,26
375	294	283	274	270	270	278,2	9,21
500	190	190	194	197	195	193,2	2,78
625	116	114	115	116	116	115,4	0,80
750	95	100	101	103	103	100,4	2,93
1000	39	38	38	37	35	37,4	1,35
1250	55	55	54	55	55	54,8	0,40

Apêndice C

As tabelas C.1 , C.2 , C.3 , C.4 , C.5 , C.6, C.7 e C.8 mostram as concentrações de NO na entrada e saída da torre, bem como a média e o desvio padrão.

Tabela C.1: Vazão de 1500 l/h, solução de H₂O₂ e HNO₃ com mistura e sem recirculação.

H ₂ O ₂ 2 g/l e HNO ₃ 0,26 g/l								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	574	523	523	525	524	524	523,8	0,84
142,7	608	561	559	557	559	558	558,8	1,48
190,2	658	618	618	617	618	616	617,4	0,89
237,8	664	643	642	644	642	640	642,2	1,48
285,3	611	599	597	598	598	598	598,0	0,71
332,9	573	563	564	563	564	564	563,6	0,55
380,5	579	576	576	575	576	575	575,6	0,55
H ₂ O ₂ 2 g/l e HNO ₃ 1,12g/l								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	639	570	570	569	570	570	569,8	0,45
142,7	550	497	496	496	495	495	495,8	0,84
190,2	616	572	572	571	571	571	571,4	0,55
237,8	629	608	608	607	608	608	607,8	0,45
285,3	586	573	574	573	573	574	573,4	0,55
332,9	561	548	550	548	549	548	548,6	0,89
380,5	575	559	558	557	557	558	557,8	0,84

Tabela C.2: Solução de H₂O₂ (1,5 g/l) e FeSO₄ (0,038 g/l) sem mistura e sem recirculação.

1000 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	537	504	504	505	504	504	504,2	0,44
142,7	561	521	521	520	520	519	520,2	0,84
190,2	588	566	564	564	564	565	564,6	0,89
237,8	566	473	474	473	472	471	472,6	1,14
285,3	542	472	471	470	475	475	472,6	2,30
332,9	531	496	496	495	494	495	495,2	0,84
380,5	534	511	512	513	513	512	512,2	0,84
1500 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	537	501	500	499	499	499	499,6	0,89
142,7	561	519	520	521	521	521	520,4	0,89
190,2	588	562	563	562	563	561	562,2	0,84
237,8	566	476	476	472	475	474	474,6	1,67
285,3	542	474	476	476	476	477	475,8	1,09
332,9	531	498	499	499	498	497	498,2	0,84
380,5	534	513	513	514	514	513	513,4	0,55

Tabela C.3: Solução de H₂O₂ (2 g/l) e FeSO₄ (0,051 g/l) sem mistura e sem recirculação.

1000 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	537	502	503	503	502	504	502,8	0,84
142,7	561	520	521	520	520	519	520,0	0,71
190,2	588	564	565	564	563	563	563,8	0,84
237,8	566	472	471	469	471	469	470,4	1,34
285,3	542	474	475	474	473	472	473,6	1,14
332,9	531	495	495	496	494	495	495,0	0,71
380,5	534	513	513	512	512	512	512,4	0,55
1500								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	537	500	500	501	500	499	500,0	0,71
142,7	561	518	518	519	520	518	518,6	0,89
190,2	588	560	560	560	559	550	557,8	4,38
237,8	566	474	475	473	473	473	473,6	0,89
285,3	542	474	476	477	476	478	476,2	1,48
332,9	531	497	496	498	496	498	497,0	1,00
380,5	534	513	513	514	514	514	513,6	0,55

Tabela C.4: Solução de H₂O₂ (1,5 g/l) e FeSO₄ (0,076 g/l) sem mistura e sem recirculação.

1000 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	602	570	569	568	569	567	568,6	1,14
142,7	608	585	584	583	583	583	583,6	0,89
190,2	557	549	548	547	548	547	547,8	0,84
237,8	566	473	474	473	472	471	472,6	1,14
285,3	542	472	471	470	475	475	472,6	2,30
332,9	531	496	496	495	494	495	495,2	0,84
380,5	534	511	512	513	513	512	512,2	0,84
1500								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	602	563	562	564	563	563	563,0	0,71
142,7	608	584	585	586	585	586	585,2	0,84
190,2	557	550	550	549	549	549	549,4	0,55
237,8	566	476	476	472	475	474	474,6	1,67
285,3	542	474	476	476	476	477	475,8	1,09
332,9	531	498	499	499	498	497	498,2	0,84
380,5	534	513	513	514	514	513	513,4	0,55

Tabela C.5: Solução de H₂O₂ (2 g/l) e FeSO₄ (0,102 g/l) sem mistura e sem recirculação.

1000 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	602	566	567	568	567	566	566,8	0,84
142,7	608	582	582	583	583	582	582,4	0,55
190,2	557	548	550	550	550	550	549,6	0,89
237,8	566	472	471	469	471	469	470,4	1,34
285,3	542	474	475	474	473	472	473,6	1,14
332,9	531	495	495	496	494	495	495,0	0,71
428	534	513	513	512	512	512	512,4	0,55
1500								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	602	563	563	563	562	562	562,6	0,55
142,7	608	584	583	582	583	565	579,4	8,08
190,2	557	550	549	549	550	550	549,6	0,55
237,8	566	474	475	473	473	473	473,6	0,89
285,3	542	474	476	477	476	478	476,2	1,48
332,9	531	497	496	498	496	498	497,0	1,00
428	534	513	513	514	514	514	513,6	0,55

Tabela C.6: Solução de H₂O₂ (1,5 g/l) e FeSO₄ (0,076 g/l) com mistura e sem recirculação.

1000 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	533	518	519	518	520	520	519,0	1,00
142,7	577	550	550	549	550	550	549,8	0,45
190,2	595	575	577	574	576	575	575,4	1,14
1500								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	533	516	515	514	515	514	514,8	0,84
142,7	566	533	533	532	531	533	532,4	0,89
190,2	595	573	574	573	572	573	573,0	0,71

Tabela C.7: Solução de H₂O₂ (2 g/l) e FeSO₄ (0,102 g/l) com mistura e sem recirculação.

1000 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	533	518	517	517	517	516	517,0	0,71
142,7	577	549	550	550	548	549	549,2	0,84
190,2	595	574	574	573	572	572	573,0	1,00
1500								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	533	513	512	512	511	512	512,0	0,71
142,7	566	537	536	535	536	535	428,8	0,82
190,2	595	572	572	574	575	574	573,4	1,34

Tabela C.8: Solução de H₂O₂ (1,5 g/l) e FeSO₄ (0,0038 g/l) sem mistura e com recirculação.

1000 l/h								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	543	476	475	475	474	473	474,6	1,14
142,7	581	516	514	513	514	516	514,6	1,34
190,2	643	585	587	587	585	584	585,6	1,34
237,8	579	435	434	434	435	434	434,4	0,55
285,3	555	435	436	434	432	437	434,8	1,92
332,9	521	442	444	445	444	444	443,8	1,09
428	546	507	507	507	507	506	506,8	0,45
1500								
Gás m ³ /h	Entrada (ppm)	Saída (ppm)					Média (ppm)	Desvio padrão (ppm)
		1	2	3	4	5		
95,11	578	502	501	499	500	499	500,2	1,30
142,7	597	524	523	524	523	522	523,2	0,84
190,2	614	554	552	553	552	552	552,6	0,89
237,8	607	454	454	452	453	452	453,0	1,00
285,3	561	441	441	441	441	440	440,8	0,45
332,9	542	455	455	456	455	455	455,2	0,45
428	539	505	504	503	503	504	503,8	0,84