

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS - UNICAMP
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
Departamento de Engenharia de Alimentos

**HIDRODINÂMICA E TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM EJETORES
LÍQUIDO-GÁS COM ESCOAMENTO DESCENDENTE**

Maurício Broxado de França Teixeira

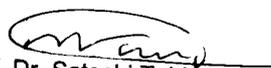
Mestre em Engenharia de Alimentos
Engenheiro Químico

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por Maurício Broxado de França Teixeira aprovada pela Comissão Julgadora em 18 de maio de 1999.

Orientador: Prof. Dr. ***Satoshi Tobinaga***

Campinas, 18 de maio de 1999


Prof. Dr. Satoshi Tobinaga
Presidente da Banca

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas como requisito parcial para obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Alimentos

Campinas, 1999
São Paulo - Brasil

UNIDADE	BC
N.º	
V.	Ex.
T.	38104
PRE.	229/99
C	<input checked="" type="checkbox"/>
PRE.	R\$ 11,00
DATA	20/07/99
N.º CPD	

CM-00125392-1

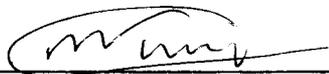
FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

T235h Teixeira, Maurício Broxado de França
Hidrodinâmica e transferência de massa em ejetores líquido-gás com escoamento descendente. / Maurício Broxado de França Teixeira. -- Campinas, SP : [s.n.], 1999.

Orientador : Satoshi Tobinaga.
Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1. Massa - Transferência. 2. Hidrodinâmica. 3. Absorção. 4. Água - Aeração. I. Tobinaga, Satoshi. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.

BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Satoshi Tobinaga (presidente)
(DEA/FEA/UNICAMP)



Prof. Dr. George Cury Kachan (membro)
(CCET/Universidade de Mogi das Cruzes)



Prof. Dr. César Costapinto Santana (membro)
(DEQ/UNICAMP)



Prof. Dr. Luiz Antônio Viotto (membro)
(DEA/FEA/UNICAMP)



Prof. Dr. Rânulfo Monte Alegre (membro)
(DEA/FEA/UNICAMP)

Prof. Dr. Sérgio Rodrigues Fontes (suplente)
(FCAV/UNESP)

Prof. Dr. Fernando Antônio Cabral (suplente)
(DEA/FEA/UNICAMP)

Campinas, 18 de maio de 1999

ERRATA

Página	Onde se lê...	Leia-se...
Sumário	Capítulo 5 - Discussão	Capítulo 5 - Discussões
v/4 ^o §	... in the range 1.10 to 1.60.	... in the range 0.10 to 1.60.
xiv	ϕ - parâmetro...na equação (B.8)	ϕ - parâmetro...na equação (D.8)
xv	τ_{ej} - parâmetro...pela equação (2.34)	τ_{ej} - parâmetro...pela equação (2.36)
xv	ℓ - fase líquida ou filme líquido...	ℓ - fase líquida ou solução aquosa
45/1 ^o §	...definido como $(N_A a) = - a D_A \left. \frac{dc}{dx} \right _{x=0} (c_A^+ - c_A)$definido como $(N_A a) = - a D_A \left. \frac{dc}{dx} \right _{x=0}$.
45/2 ^o §	...da taxa de absorção $(N_a a)$da taxa de absorção específica $(N_A a)$...
47	...dada pela equação (2.31). Ocorre que o...	...dada pela equação (2.31), ocorre que o...
69	(1) ...de água $(N_A a \text{ vs } \epsilon)$. (...) $(N_A a) = [0,2, 23,0] \times 10^{-5} \text{ kgmol/h} - \dots$	(1) ...de água $(N_A a \text{ vs } \epsilon)$. (...) $(N_A a) = [0,2, 23,0] \times 10^{-5} \text{ kgmol/h} - \dots$
74	$(N_A a) = 2,6 \times 10^5 \epsilon^{0,22} \quad (4.4)$	$(N_A a) = 2,6 \times 10^{-5} \epsilon^{0,22} \quad (4.4)$
94 a 96	FIGURA *. * - Relação linear entre os números de ...	FIGURA *. * - Relação linear entre os logaritmos dos números de ...
103		
122	3) ...e a inundação da câmara de mistura...	3) ...e a inundação da câmara de sucção...
122	4) ...a uma maior transferência...	4) ...a uma maior transferência...
122	5) ...do jato na câmara de sucção...	5) ...do jato na câmara de mistura...
135	Aplicando a função logarítmicaem...	Aplicando a função logarítmica em...
143	$\pi_3 = \frac{\sigma_\ell h}{\rho_\ell D_A^2} \quad (D.4)$	$\pi_3 = \frac{\sigma_\ell d_b}{\rho_\ell D_A^2} \quad (D.4)$

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS.....	i
AGRADECIMENTOS ESPECIAIS.....	iii
RESUMO.....	iv
ABSTRACT.....	v
LISTA DE TABELAS.....	vi
LISTA DE FIGURAS.....	viii
NOMENCLATURA.....	xii
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO 2 - REVISÃO DA LITERATURA.....	8
2.1 ESTADO DA TÉCNICA.....	8
2.2 HIDRODINÂMICA EM EJETORES LÍQUIDO-GÁS.....	13
2.2.1 Tipos gerais de escoamento na câmara de mistura.....	13
2.2.2 Perfis axiais de pressão e velocidade.....	17
2.2.3 Perda de carga e coeficiente de retenção (<i>holdup</i>).....	18
2.2.4 Mistura bifásica: mecanismos de formação.....	20
2.2.5 Desempenho hidráulico e energético.....	21
2.3 TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM EJETORES LÍQUIDO-GÁS.....	22
2.3.1 Área interfacial específica e distribuição de tamanho de bolhas.....	25
2.3.2 Coeficiente volumétrico de transferência de massa ($k_{\ell a}$).....	26
2.4 CONCEPÇÕES E RELAÇÕES GEOMÉTRICAS.....	27
2.4.1 Diferentes configurações na montagem.....	31
2.4.2 Bico e <i>spinner</i>	32
2.4.3 Distância de projeção.....	33
2.4.4 Câmara de sucção.....	34
2.4.5 Câmara de mistura.....	34
2.4.6 Difusor.....	36
2.4.7 Ampliação e módulo de escala.....	36

2.5 MEDIDAS DOS PARÂMETROS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	37
2.5.1 Generalidades.....	37
2.5.2 Método químico do sulfito para a determinação de a e $k_L a$	38
2.5.2.1 Determinação da área específica a	45
2.5.2.2 Determinação simultânea de a e $k_L a$	46
2.5.2.3 Determinação de $k_L a$	47
2.5.3 Método da aeração transiente para medida de $k_L a$	48
2.5.4 Método da dessorção de oxigênio para a determinação de $(k_L a)_{ej}$	49
2.5.5 Método físico para medida da área interfacial a	50
2.5.6 Métodos físicos para medida do tamanho médio de bolhas.....	51
2.5.6.1 Fotografia.....	51
2.5.6.2 Método da sonda.....	51
2.6 MÉTODOS FÍSICOS PARA MEDIDA DO COEFICIENTE DE RETENÇÃO.....	51
2.6.1 Leitura direta no equipamento.....	51
2.6.2 Atenuação de raio gama.....	52
CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS.....	54
3.1 EQUIPAMENTO.....	54
3.1.1 Concepção e dimensionamento do ejetor.....	54
3.1.2 Montagem e instalação dos equipamentos e acessórios.....	56
3.1.3 Aspectos operacionais do ejetor.....	58
3.2 CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA DO EJETOR.....	64
3.2.1 Mapeamento dos tipos gerais de escoamento.....	64
3.2.2 Pressão requerida no bombeamento.....	65
3.2.3 Correlações para a predição da capacidade de auto-aspiração do ejetor.....	66
3.3 CARACTERIZAÇÃO DO FENÔMENO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA....	67
3.3.1 Medida física de $k_L a$	67
3.3.2 Eficiência de transferência de massa pela taxa de absorção de oxigênio.....	69
CAPÍTULO 4 - RESULTADOS.....	70

4.1	CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA DO EJETOR.....	70
4.1.1	Mapeamento dos tipos gerais de escoamento.....	70
4.1.2	Pressão requerida no bombeamento.....	71
4.1.3	Correlações para a predição da capacidade de auto-aspiração do ejetor.....	72
4.2	CARACTERIZAÇÃO DO FENÔMENO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA....	73
4.2.1	Medida física de k_a	73
4.2.2	Medida da eficiência de transferência de massa pela taxa de absorção de oxigênio.....	74
CAPÍTULO 5 - DISCUSSÃO.....		104
5.1	CONCEPÇÃO E FABRICAÇÃO MECÂNICA DO EJETOR.....	104
5.2	CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA DO EJETOR.....	106
5.3	CARACTERIZAÇÃO DO FENÔMENO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA....	112
5.4	ASPECTOS OPERACIONAIS DOS EJETORES LÍQUIDO-GÁS.....	116
5.5	PROPOSTA DE UMA ROTINA SIMPLIFICADA DE PROJETO.....	117
CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES.....		122
CAPÍTULO 7 - SUGESTÕES.....		125
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....		127
APÊNDICE A - ANÁLISE DIMENSIONAL APLICADA À HIDRODINÂMICA DE EJETORES LÍQUIDO-GÁS EM ESCOAMENTO DESCENDENTE: PREDIÇÃO DE M_R.....		134
APÊNDICE B - ANÁLISE DIMENSIONAL APLICADA À HIDRODINÂMICA DE EJETORES LÍQUIDO-GÁS EM ESCOAMENTO DESCENDENTE: PREDIÇÃO DA VAZÃO VOLUMÉTRICA DE GÁS ASPIRADO.....		137
APÊNDICE C - MÉTODO FÍSICO PARA MEDIDA DO COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA PELA DESSORÇÃO DO SOLUTO DISSOLVIDO NA FASE LÍQUIDA.....		139
APÊNDICE D - ANÁLISE DIMENSIONAL APLICADA À TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM EJETORES LÍQUIDO-GÁS COM ESCOAMENTO DESCENDENTE.....		143
ANEXO 1 - PROPRIEDADES MECÂNICAS E COMPATIBILIDADE QUÍMICA DE TUBOS DE ACRÍLICO CENTRIFUGADOS.....		145

AGRADECIMENTOS

Ao funcionário do DEA/FEA/UNICAMP ARIIVALDO ASTINI pelas inúmeras e preciosas informações sobre montagem e instalação de equipamentos fabricados em acrílico. Sua experiência é uma segurança para os alunos de pós-graduação do Departamento de Engenharia de Alimentos da FEA. Parabéns pelo profissionalismo ! O mais importante é que, além disso, fui presenteado com a sua amizade.

Ao Prof. Dr. LUIZ ANTÔNIO VIOTTO do DEA/FEA/UNICAMP o meu mais sincero agradecimento. No momento de maior desânimo ao longo de todo esse trabalho você abriu a sua “cartola” como se fosse um mágico e de lá tirou uma “carta”, com enorme fundamento científico e humildade, solucionando uma intrigante charada, me devolvendo o entusiasmo. Muito obrigado !!

Aos técnicos CARLOS MIGUEL FERREIRA, GILBERTO C. FREIRE MAIA e GUILHERME DE OLIVEIRA SIMÕES do Centro de Tecnologia/UNICAMP pelo brilhante trabalho de usinagem do ejetor. O trabalho de vocês, antes de extremamente técnico, é sempre um pouco de arte, pois envolve criatividade e recriação. Parabéns pelo profissionalismo !

Ao corpo técnico da WORTEC Comércio e Representações Ltda. (São Paulo-SP) pelo imprescindível apoio na instalação elétrica do motor que aciona uma das bombas centrífugas utilizadas nos experimentos. Nominalmente, à Engenheira química ADRIANA TOBINAGA, aos Srs. NICOLINO RUFFO FILHO e AMAURI OLIVÉRIO e ao eletricitista Sr. PEDRO. Além do profissionalismo desta equipe, o fato de terem prestado tal assistência de forma gratuita nos faz tê-los em alta conta. Muito obrigado.

Ao Prof. Dr. RANULFO MONTE ALEGRE do DEA/FEA/UNICAMP, também companheiro da oficina mecânica, muito obrigado pelas inúmeras dicas trocadas pelos corredores do nosso departamento. Suas sugestões certamente tornaram este trabalho melhor.

À funcionária do DEA/FEA/UNICAMP ÂNGELA GRANDIM pelo apoio diário no Laboratório de Medidas Físicas da FEA/UNICAMP.

Aos funcionários do DEA/FEA/UNICAMP Sr. APARECIDO JOSÉ CONTIERO e Sr. ANTÔNIO OTAIR GENÉSIO pelo apoio diário na oficina mecânica do nosso departamento.

Ao CNPq e à CAPES, pela concessão da bolsa de doutorado e recursos financeiros para montagem do equipamento.

AGRADECIMENTOS ESPECIAIS

À minha mãe, minha melhor amiga, muitas de suas palavras me acompanharão ao longo de toda a vida. Obrigado pelo incentivo incondicional, e pelos ensinamentos que tocaram o meu espírito. Obrigado por ter me presenteado com a vida em sua companhia.

Ao meu pai, o meu maior mestre. Você acompanhou cada passo meu, desde o primeiro rabisco até à pós-graduação, sempre respondendo com entusiasmo e paciência às minhas perguntas. Obrigado, principalmente, por me ensinar o que eu não encontraria em qualquer currículo escolar. Obrigado por ser um pai tão maravilhoso.

Ao professor Dr. SATOSHI TOBINAGA, cuja experiência e dedicação ao ensino e pesquisa da engenharia química no Brasil o faz absolutamente seguro para trilhar pelos temas mais variados e complexos da nossa área de atuação. Fica aqui registrada a minha mais absoluta admiração e respeito, atributos independentes da nossa sincera amizade. Sinto-me orgulhoso de ter sido seu aluno e seu orientado. Muito obrigado !

TEIXEIRA, MAURÍCIO BROXADO F. Hidrodinâmica e transferência de massa em ejetores líquido-gás com escoamento descendente. Campinas: Departamento de Engenharia de Alimentos da Faculdade de Engenharia de Alimentos - Universidade Estadual de Campinas, 1999. 146 p. (Tese de Doutorado em Engenharia de Alimentos).

RESUMO

O presente trabalho objetiva o estudo dos fenômenos de transferência de massa e quantidade de movimento em um ejetor líquido-gás multiorifício em escoamento descendente, para o caso em que o gás é admitido na câmara de sucção por auto-aspiração, tendo como fluido primário água e como fluido secundário o ar atmosférico.

O ejetor utilizado nos experimentos tem vazão nominal de projeto de $2,0 \text{ m}^3/\text{h}$ para o fluido primário e foi construído em acrílico incolor, permitindo assim a visualização dos tipos gerais de escoamentos obtidos. A caracterização hidrodinâmica relacionou os efeitos das variáveis operacionais do ejetor sobre os diferentes tipos de escoamentos observados na câmara de mistura. Foram propostas, ainda, correlações para a predição da capacidade de auto-aspiração de gás. A velocidade do jato de líquido para os três diferentes bicos empregados foi variada na faixa de 1,90 a 13,2 m/s, possibilitando a obtenção de uma razão volumétrica gás-líquido na faixa de 0,10 a 1,60. A pressão absoluta de sucção na linha de admissão de ar foi variada na faixa de 75,0 a 95,0 kPa.

O balanço de forças estabelecido no interior do equipamento permitiu o controle da altura da zona de *mixing-shock*, definindo-se mapas de domínio hidrodinâmico onde ocorrem os escoamentos coaxial e bifásico homogêneo e onde se observa risco de inundação da câmara de sucção.

O fenômeno de transferência de massa foi investigado a partir de medidas locais e globais do coeficiente volumétrico de transporte mássico ($k_L a$) e da taxa de absorção molar de oxigênio na fase aquosa. A eficiência de transferência padrão ($TE_{\text{padrão}}$) variou na faixa de 0,08 a 0,40 $\text{kgO}_2/(\text{kWh})$, enquanto a taxa específica de transferência de oxigênio foi de aproximadamente $0,057 \text{ kgO}_2/(\text{m}^3\text{h})$, valor três vezes superior ao observado em aeradores superficiais aplicados na indústria de processos.

A partir dos resultados obtidos foi possível escrever um manual geral de operação para ejetores líquido-gás, bem como uma rotina simplificada de projeto.

palavras-chave: ejetores líquido-gás; transferência de massa; transferência de quantidade de movimento; aeração; absorção; medidas de $k_L a$.

TEIXEIRA, MAURÍCIO BROXADO F. Hydrodynamic characteristics and mass transfer in a downflow liquid-gas ejector. Campinas: Department of Food Engineering, Faculty of Food Engineering, 1999. 146 p. (PhD. Thesis in Food Engineering).

ABSTRACT

This work aimed at studying the mass and momentum transport phenomena of a downstream and gas self-aspirated liquid-gas ejector, in which the motive fluid was ordinary tap water and the gas was air at atmospheric pressure.

In order to develop the experiments a prototype of a liquid-gas ejector with a rate of 2.0 m³/hr was built of transparent perspex, helpful to the pattern flow visualization inside the mixing chamber. Building and assembly procedures concerning the ejector were also discussed.

Several experiments were carried out using the small-scale equipment with the purpose of studying the effects of important variables on the pattern of the downstream two-phase flow. Relationships between the variables and the self-aspirated gas flow were proposed.

The liquid jet velocity ranged between 1.90 and 13.2 m/sec for three different nozzles, leading to a gas-liquid ratio in the range 1.10 to 1.60. The absolute suction pressure in the gas line was ranged between 75.0 and 95.0 kPa.

The balance of forces established inside the ejector has allowed the control of the mixing-shock zone along the mixing chamber. Flow pattern maps were plotted based on hydrodynamic conditions, highlighting the occurrence of bubble flow and coaxial flow as well as where there is risk of suction chamber flooding.

The mass transfer phenomenon was investigated from the experimental measurements of the local and global volumetric mass transfer coefficient ($k_L a$) and from the absorption rate of oxygen in aqueous solutions. The standard transfer efficiency was obtained in the range of 0.08 and 0.40 kgO₂/(kWhr). The oxygen transfer rate had a value of 0.057 kgO₂/(m³hr), three times higher than that reported on the industrial turbine aeration units.

From the experimental results it was possible to write a general guide to the liquid-gas ejector operation, as well as a practical routine design.

key-words: liquid-gas ejector; mass transfer; momentum transfer; aeration; absorption; $k_L a$ -measurement.

LISTA DE TABELAS

1.1 - Principais aplicações de ejetores líquido-gás.....	05
2.1 - Pressão de fluido primário e perda de carga em ejetores líquido-gás.....	19
2.2 - Eficiência de transferência para diferentes sistemas de aeração.....	24
2.3 - Correlações para os parâmetros de transferência de massa.....	27
2.4 - Concepção, relações geométricas e desempenho na transferência de massa em ejetores líquido-gás descritos na literatura.....	28
2.5 - Resultados extraídos a partir dos diagramas de Danckwerts.....	47
3.1 - Relações geométricas adotadas no dimensionamento do ejetor.....	56
3.2 - Lista do material necessário à montagem do ejetor conforme Figura 3.3.....	61
4.1 - Coeficientes das funções polinomiais plotadas nas Figuras 4.4a, 4.4b e 4.4c..	75
4.2 - Coeficientes das funções polinomiais plotadas nas Figuras 4.5a, 4.5b e 4.5c..	76
4.3 - Condições operacionais críticas que garantem a manutenção do ejetor na condição de escoamento bifásico homogêneo.....	76
4.4 - Constantes empíricas da equação (4.1).....	77
4.5 - Resultados das regressões lineares realizadas sobre os dados experimentais apresentados nas Figuras 4.10a, 4.10b e 4.10c.....	77
4.6 - Constantes empíricas da equação (4.2).....	77
4.7 - Faixas de valores nas quais as variáveis envolvidas na equação (4.2) foram manipuladas.....	78
4.8 - Constantes empíricas do modelo linear dado pela equação (A.15).....	78
4.9 - Constantes empíricas do modelo linear dado pela equação (A.16).....	78
4.10 - Constantes empíricas da equação (B.6).....	79
4.11 - Faixas de valores nas quais as variáveis envolvidas na equação (B.6) foram manipuladas.....	79
4.12 - Valores máximos observados para o coeficiente volumétrico de transferência de massa ($k_{\ell}a$) _{ej} em função de algumas variáveis operacionais.....	79

4.13 - Constantes empíricas da equação (4.3).....	80
4.14 - Faixas de valores nas quais as variáveis envolvidas na equação (4.3) foram manipuladas.....	81
4.15 - Coeficiente volumétrico de transferência de massa global ($k_L a$).....	81
A.1 - Pressão máxima admitida no interior de tubos centrifugados.....	146

LISTA DE FIGURAS

1.1 - Diagrama esquemático de um ejetor líquido-gás.....	06
2.1 - Tipos gerais de escoamento.....	15
2.2 - Perfis axiais de velocidade e de pressão estática: escoamento misto.....	17
2.3 - Mecanismos de formação da mistura bifásica na câmara de mistura.....	20
2.4 - Diferentes concepções para instalação de ejetores líquido-gás.....	31
2.5 - Efeito da concentração de catalisador sobre a taxa total de absorção de oxigênio.....	41
2.6 - Modelo do filme líquido para transferência de massa na interface gás-líquido.....	44
3.1 - Desenho mecânico dos bicos.....	55
3.2 - Bicos fabricados por usinagem conforme Figura 3.1.....	55
3.3 - Desenho explodido do ejetor líquido-gás estudado.....	60
3.4 - Fotografia do ejetor líquido-gás montado.....	62
3.5 - Fluxograma esquemático do sistema experimental.....	62
3.6 - Fotografia do sistema experimental montado.....	63
4.1 - Fotografia da câmara de mistura do ejetor ilustrando a zona de <i>mixing-shock</i> e o desenvolvimento do escoamento bifásico homogêneo ($Q_t = 0,29 \text{ m}^3/\text{h}$ - Bico 1 ; $U_{\text{jato}} = 2,60 \text{ m/s}$; Filme Asa 1600 com exposição para lâmpadas Photoflood de 250 W em f3,5 e 10^{-3} s).....	82
4.2 - Fotografia da câmara de mistura do ejetor ilustrando a zona de <i>mixing-shock</i> e o desenvolvimento do escoamento bifásico homogêneo ($Q_t = 0,44 \text{ m}^3/\text{h}$ - Bico 1 ; $U_{\text{jato}} = 3,90 \text{ m/s}$; Filme Asa 1600 com exposição para lâmpadas Photoflood de 250 W em f3,5 e 10^{-3} s).....	83
4.3 - Fotografia da câmara de mistura do ejetor ilustrando a zona de <i>mixing-shock</i> e o desenvolvimento do escoamento bifásico homogêneo ($Q_t = 1,50 \text{ m}^3/\text{h}$ - Bico 1 ; $Q_g = 1,70 \text{ m}^3/\text{h}$; $P_s = 81,97 \text{ kPa}$; $U_{\text{jato}} = 13,3 \text{ m/s}$; Filme Asa 1600 com exposição para lâmpadas Photoflood de 250 W em f3,5 e 10^{-3} s).....	84
4.4a - Mapeamento das diferentes condições de escoamento em função da capacidade de auto-aspiração de ar: bico 1.....	85

4.4b - Mapeamento das diferentes condições de escoamento em função da capacidade de auto-aspiração de ar: bico 2.....	85
4.4c - Mapeamento das diferentes condições de escoamento em função da capacidade de auto-aspiração de ar: bico 3.....	86
4.5a - Mapeamento dos diferentes tipos de escoamento em função da razão volumétrica gás/líquido: bico 1.....	86
4.5b - Mapeamento dos diferentes tipos de escoamento em função da razão volumétrica gás/líquido: bico 2.....	87
4.5c - Mapeamento dos diferentes tipos de escoamento em função da razão volumétrica gás/líquido: bico 3.....	87
4.6 - Curvas de velocidade do jato em função da vazão de líquido para os três bicos estudados.....	88
4.7 - Domínio hidrodinâmico de trabalho para diferentes bicos.....	88
4.8a - Perfis de pressão absoluta na câmara de sucção em função da altura de choque para diferentes velocidades do jato: bico 1.....	89
4.8b - Perfis de pressão absoluta na câmara de sucção em função da altura de choque para diferentes velocidades do jato: bico 2.....	89
4.8c - Perfis de pressão absoluta na câmara de sucção em função da altura de choque para diferentes velocidades do jato: bico 3.....	90
4.9 - Curvas de operação hidráulica do ejetor para os três bicos estudados.....	90
4.10a - Pressão absoluta de bombeamento requerida para o líquido em função da razão volumétrica ar/líquido: bico 1.....	91
4.10b - Pressão absoluta de bombeamento requerida para o líquido em função da razão volumétrica ar/líquido: bico 2.....	91
4.10c - Pressão absoluta de bombeamento requerida para o líquido em função da razão volumétrica ar/líquido: bico 3.....	92
4.11a - Modelo baseado em análise dimensional para predição da razão mássica gás/líquido: bico 1.....	92
4.11b - Modelo baseado em análise dimensional para predição da razão mássica gás/líquido: bico 2.....	93
4.11c - Modelo baseado em análise dimensional para predição da razão mássica gás/líquido: bico 3.....	93

4.12a - Relação linear entre os números de Reynolds do jato de líquido e do gás aspirado: bico 1.....	94
4.12b - Relação linear entre os números de Reynolds do jato de líquido e do gás aspirado: bico 2.....	94
4.12c - Relação linear entre os números de Reynolds do jato de líquido e do gás aspirado: bico 3.....	95
4.13a - Relação linear entre os números de Reynolds e Euler do gás aspirado: bico 1.....	95
4.13b - Relação linear entre os números de Reynolds e Euler do gás aspirado: bico 2.....	96
4.13c - Relação linear entre os números de Reynolds e Euler do gás aspirado: bico 3.....	96
4.14a - Capacidade de auto-aspiração de gás em função das principais variáveis operacionais: bico 1.....	97
4.14b - Capacidade de auto-aspiração de gás em função das principais variáveis operacionais: bico 2.....	97
4.14c - Capacidade de auto-aspiração de gás em função das principais variáveis operacionais: bico 3.....	98
4.15a - Efeito da altura do choque do jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes velocidades do jato: bico 1.....	98
4.15b - Efeito da altura do choque do jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes velocidades do jato: bico 2.....	99
4.15c - Efeito da altura do choque do jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes velocidades do jato: bico 3.....	99
4.16a - Correlações propostas para o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes alturas de choque do jato: bico 1.....	100
4.16b - Correlações propostas para o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes alturas de choque do jato: bico 2.....	100
4.16c - Correlações propostas para o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes alturas de choque do jato: bico 3.....	101

4.17a - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre o $(k_{\ell}a)_{ej}$: mapeamento dos tipos de escoamento para o bico 1.....	101
4.17b - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre o $(k_{\ell}a)_{ej}$: mapeamento dos tipos de escoamento para o bico 2.....	102
4.17c - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre o $(k_{\ell}a)_{ej}$: mapeamento dos tipos de escoamento para o bico 3.....	102
4.18 - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre a taxa molar de absorção de oxigênio em água.....	103
4.19 - Efeito da concepção do tanque pulmão T_1 sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa global $(k_{\ell}a)$: bico 2.....	103
5.1 - Capacidade de auto-aspiração de gás quando o choque ocorre em $(h/L_t)=1,0$	111
5.2 - Capacidade de auto-aspiração do gás em função das principais variáveis operacionais.....	121
5.3 - Correlações propostas para $(k_{\ell}a)_{ej}$ quando o choque ocorre em $(h/L_t)=1,0$	121
C.1 - Relação entre o Número de Henry e a temperatura para o sistema oxigênio/água na pressão de 735 mmHg.....	141

NOMENCLATURA

- a - área interfacial específica, m^2/m^3 ou m^{-1}
- A - área de transferência de massa na interface gás-líquido, m^2
- A_R - razão entre a área total do bico e a área da seção transversal da câmara de mistura, adimensional
- A_T - área livre do bico hepto-orifício, m^2
- b_1, b_2 - constantes empíricas definidas em diversas equações
- c - concentração molar, $kgmol/m^3$
- c° - concentração molar na entrada do ejetor, $kgmol/m^3$
- c^+ - concentração molar na interface gás-líquido, $kgmol/m^3$
- C - constante empírica definida em diversas equações
- cte - constante de integração indefinida
- d_b - diâmetro de um dos orifícios do bico multiorifício, m
- d_{bolha} - diâmetro da bolha, m
- d_i - diâmetro da bolha de tamanho correspondente ao sub-índice i, m
- d_{max} - diâmetro máximo da bolha, m
- d_{multi} - diâmetro da circunferência que tangencia os orifícios do bico multiorifício na sua parte mais periférica. Quando for bico mono-orifício, o seu valor será a sua própria abertura, m
- d_s - diâmetro de uma das quatro entradas de ar na câmara de sucção do ejetor, m
- d_{sauter} - diâmetro médio de Sauter, definida por $d_{sauter} = \frac{\sum_i v_i d_i^3}{\sum_i v_i d_i^2}$, m
- d_t - diâmetro do tubo (câmara) de mistura, m
- D - difusividade, m^2/s
- E - eficiência de transferência de massa baseada na saturação de oxigênio, adimens.
- E_n - energia de ativação, $J/(kgmol)$
- Eu_g - número de Euler do gás na entrada, definido por $Eu_g = \frac{\Delta P_g}{\rho_g U_{g,s}^2}$, adimensional
- Fr - número de Froude, definido pela equação (2.1), adimensional
- g - aceleração da gravidade, m/s^2
- G - número adimensional para propriedades físicas do fluido, $G = \frac{\mu_\ell^4 g}{\rho_\ell \sigma_\ell^3}$
- h - altura na câmara de mistura relativa ao ponto onde ocorre o choque do jato, m

H	-	constante de Henry, (m ³ atm)/(gmol)
Ha	-	número de Hatta, definido pela equação (2.16)
He	-	número de Henry, adimensional
H _R	-	número adimensional geométrico, definido por L _v /d _t
I	-	intensidade de radiação transmitida, s ⁻¹
I _o	-	intensidade de radiação incidente, s ⁻¹
k _{ℓa}	-	coeficiente volumétrico de transferência de massa, s ⁻¹
k	-	coeficiente de transferência de massa, m/s
k _i	-	constantes empíricas utilizadas no apêndice A, onde i=1,...,5
κ	-	constante cinética de reação na oxidação de sulfito, m ³ /(kgmol s)
ℓ	-	espessura do meio de absorção onde ocorre a incidência do raio gama na câmara de mistura, m
L	-	comprimento, m
L _{ej}	-	comprimento total do ejetor, m
m	-	ordem de reação para o sulfito
ṁ	-	vazão mássica, kg/s
m _i	-	constantes empíricas definidas no Apêndice A, onde i=1,...,8
M	-	peso molecular, kg/kgmol
Ma	-	número de Mach, adimensional
Mo	-	número de Morton, definido por $\frac{\rho_{\ell} \sigma_{\ell}^3}{g \mu_{\ell}^4}$, adimensional
M _R	-	razão entre as vazões mássicas de fluido secundário (gás) e fluido primário (líquido), kg ar/kg líquido, adimensional
n	-	ordem de reação para o oxigênio
n _i	-	número de orifícios no bico
N	-	densidade de fluxo molar de oxigênio dissolvido, kgmol/(m ² s)
p	-	ordem de reação para o catalisador de sulfato de cobalto penta hidratado
p _i	-	pressão parcial do componente i na fase gasosa, Pa
P	-	pressão absoluta, Pa
Pot	-	potência, W
q _i	-	constantes empíricas utilizadas no Apêndice A, onde i=1,...,15
Q	-	vazão volumétrica, m ³ /s
Q _{ℓ,min}	-	vazão volumétrica de líquido necessária para a ocorrência de auto-aspiração
r	-	velocidade de reação, kgmol/(m ³ s)
R	-	constante universal dos gases, (J/mol K)

R	-	coeficiente de correlação obtido através do método dos mínimos quadrados
Re	-	número de Reynolds, adimensional
Sc	-	número de Schimdt, definido por $\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_A}$, adimensional
Su	-	número de Suratmann, definido por $\frac{\sigma_\ell \rho_\ell d_t}{\mu_\ell^2}$, adimensional
t	-	tempo, s
T	-	temperatura, K
TE	-	eficiência de transferência, $\text{kgO}_2/(\text{kWh})$
U	-	velocidade, m/s
V	-	volume, m^3
V_{ej}	-	volume de líquido no interior da câmara de mistura do ejetor, m^3
V_δ	-	volume do filme líquido na interface gás-líquido, m^3
x	-	coordenada normal ao fluxo de oxigênio dissolvido na interface gás-líquido, m
x_i	-	fração molar de oxigênio no ejetor, onde $i=0,1,2,3$ ou 4
We	-	número de Weber, definido por $\frac{\sigma_\ell}{d_t \rho_\ell U_\ell^2}$, adimensional
We_{crit}	-	número de Weber crítico modificado, segundo LEVICH (1962), adimensional
Z_ℓ	-	altura do líquido sem fase gasosa contido em um dado volume de mistura bifásica, m
Z_m	-	altura da mistura bifásica na câmara de mistura do ejetor, m

Letras Gregas

α	-	solubilidade específica do oxigênio em soluções de sulfito, M/atm
α_{cone}	-	ângulo de convergência do bico em relação ao tubo de alimentação
α_d	-	ângulo de abertura do difusor em relação à parede da câmara de mistura
β	-	razão entre o volume da solução e o volume do filme líquido na interface gás-líquido, adimensional
δ	-	comprimento do filme gasoso ou líquido na interface gás-líquido, m
ϵ	-	potência específica dissipada pelo jato de líquido, W/kg
ϵ_g	-	coeficiente de retenção de gás (<i>holdup</i>), $\text{m}^3 \text{ gás}/\text{m}^3 \text{ sistema}$, adimensional
ϕ	-	razão entre as vazões volumétricas dos fluidos secundário (gás) e primário (líquido), adimensional
φ	-	parâmetro de associação do solvente, definido na equação (B.8)

γ	-	fator estequiométrico definido pela equação (2.13), adimensional
λ	-	coeficiente de absorção de raio gama na câmara de mistura
μ	-	viscosidade dinâmica, kg/(m s)
σ	-	tensão superficial, N/m
ρ	-	densidade, kg/m ³
ρ_*	-	densidade específica, adimensional
ω	-	parâmetro definido na Tabela 2.5
ξ	-	parâmetro definido na Tabela 2.5
τ_{ej}	-	parâmetro definido pela equação (2.34)
v_i	-	número de bolhas de tamanho correspondente ao sub-índice i
ΔP_g	-	$P_{atm} - P_{g,s}$
π_i	-	π -grupo de índice i

Sub-índices

A	-	relativo ao oxigênio dissolvido em solução aquosa ou no filme líquido
b	-	relativo ao bico do ejetor
B	-	relativo aos íons sulfito dissociados
c	-	fase contínua
cone	-	cone convergente antes do bico
d	-	difusor
crit	-	crítica
ej	-	relativo ao conjunto do ejetor
g	-	fase gasosa
jato	-	jato de líquido
ℓ	-	fase líquida ou filme líquido da interface gás-líquido
min	-	condição necessária para ocorrência de auto-aspiração
mist	-	relativo à mistura bifásica
n	-	ordem de reação para o oxigênio
p	-	distância de projeção
t	-	tubo (câmara) de mistura
s	-	relativo à entrada da câmara de sucção em contato com o ambiente
o	-	relativo à entrada de líquido no ejetor a montante do bico
1	-	relativo ao início da zona de <i>mixing-shock</i>
2	-	relativo ao final da zona de <i>mixing-shock</i>

- 3 - relativo ao final da câmara de mistura (início do difusor)
- 4 - relativo à saída do ejetor após o difusor

Sobre-índices

- crit - crítico
- man - manométrica
- + - relativo à interface de equilíbrio entre os filmes líquido e gasoso na interface gás-líquido (condição de saturação)
- “ - relativo a polegadas

Abreviações especiais

- vs - contra (do latim: *versus*)
- \propto - sinal de proporcionalidade
- “ - ” - de....até

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Ejetores líquido-gás são equipamentos que utilizam a energia cinética do jato de um líquido escoando em alta velocidade, cuja quantidade de movimento é parcialmente transferida a uma fase gasosa, promovendo a sua aspiração e consequente formação de uma dispersão gás-líquido em um ambiente confinado. A admissão de fase gasosa pode dispensar, assim, qualquer mecanismo de compressão externa.

Os ejtores que utilizam um líquido como fluido primário (ou motriz) são geralmente aplicados em processos onde os fenômenos de transferência de massa entre as fases envolvidas assumem importância principal, já que a sua eficiência energética no transporte de fluidos raramente ultrapassa a faixa de 10%. Exemplos clássicos são encontrados em operações de extração líquido-líquido, aeração e deaeração (*stripping*), sulfitação de polpas agroindustriais, lavagem (*scrubbing*) de sistemas gás-sólido e reações químicas multifásicas. Nestas operações e processos os coeficientes de transferência de massa e/ou dispersão devem ser otimizados, objetivando minimizar o tamanho do equipamento empregado.

Por outro lado, em operações de transferência de fluidos corrosivos ou radioativos, lamas ou fumos e em sistemas de geração de vácuo, geralmente são aplicados ejtores cujo fluido primário é um gás a alta pressão ou vapor de água superaquecido, caracterizados sempre por um escoamento compressível. Nestas situações deve-se otimizar os parâmetros energéticos associados à razão entre as vazões de fluido primário e secundário, capazes de fornecer um bom desempenho energético durante a ejeção. Em alguns casos, porém, estas operações são realizadas com ejtores líquido-líquido (bombas a jato), mas estes equipamentos, além de pouco eficientes do ponto de vista energético, provocam uma diluição quase sempre indesejável do fluido transportado.

Na maioria dos processos químicos multifásicos, as taxas globais de reação são frequentemente limitadas pelos fenômenos de transferência de massa entre as fases envolvidas. A dificuldade em promover o contato físico entre fases com propriedades

físicas muito diferentes e/ou solubilidades muito baixas sempre motivou a pesquisa de equipamentos e sistemas capazes de maximizar a área disponível à transferência de massa, com o mínimo consumo de energia. A partir do final da década de sessenta os ejetores líquido-gás foram introduzidos e utilizados para esta tarefa, sendo uma alternativa atrativa aos sistemas convencionais de contato gás-líquido, principalmente em função da sua eficiência de mistura e flexibilidade operacional, baixos custos operacionais e de manutenção e pequeno investimento fixo.

Na década de oitenta este equipamento tornou-se muito popular nas engenharias química e bioquímica, em função de suas altas taxas de transferência de massa, abrindo fronteiras para uma nova concepção em sistemas de reação: os reatores em loop (*jet loop* ou *venturi loop reactors*). Nestes sistemas os ejetores são dispostos em série com um tanque pulmão de baixo tempo de residência, que funciona também como um separador líquido-gás, sendo a fase líquida ou recirculada para o ejetor (reator em batelada) ou enviada continuamente para a etapa de separação (reator contínuo com características de pistonado - *plug flow*). Existe, ainda, a opção de operá-los com reciclo parcial de fase líquida, bem como com a inclusão de uma fase sólida (catalisadores).

Apesar de tantas vantagens, os ejetores líquido-gás são ainda timidamente aplicados na indústria, tanto em processos onde a transferência de massa entre duas fases é a etapa limitante da reação, como também em operações unitárias de troca térmica envolvendo mais de uma fase (ex: dessuperaquecedores) e no transporte de fluidos especiais. No caso dos reatores em *loop*, atualmente existem plantas industriais operando em bateladas na faixa de 50 litros a 44 m³, pressão manométrica entre 0 e 100 atm e temperatura variando de -20 a 300°C. A implantação desses sistemas em plantas de hidrogenação, em substituição aos convencionais reatores de mistura, representou uma redução de 30 a 50% nos custos de produção (GREENWOOD, 1986).

Na indústria de alimentos, além da tradicional reação de hidrogenação de gorduras, os ejetores líquido-gás estão sendo aplicados com grande sucesso em operações de adição de uma fase gasosa (inerte ou aromática) em sistemas de fluidos newtonianos ou não-newtonianos. Este contato gás-líquido tem objetivos variados, como proteção anti-oxidante, carbonatação de bebidas, encorpamento de massas para confeitaria e sorvetes, introdução de aromas, dentre outras. Enquanto o uso de

batedeiras elétricas permite a produção de bolhas na faixa de 200 a 800 μm , os ejetores promovem uma dispersão gasosa com uma distribuição entre 10 a 200 μm , além de ser operado continuamente e de não possuir peças móveis (NAGAIRO et al., 1992a).

Em plataformas marítimas de petróleo (*off-shore*), onde o espaço físico no *layout* da planta é um fator de grande importância, a utilização de ejetores líquido-gás permitiu a substituição das tradicionais torres de deaeração (*stripping*), com 10 a 15 metros de altura e tempo de residência de 2 minutos, por equipamentos extremamente compactos (ejetores líquido-gás), com tempo de residência da ordem de 20 segundos (PALMER & MUSKETT, 1985).

Na virada do século XX o conhecimento sobre a utilização de tais equipamentos como reatores multifásicos constitui-se em um dos requisitos essenciais para o desenvolvimento do conceito de *short process plants*, onde se procura maximizar a relação entre a capacidade de produção e o volume físico ocupado pela unidade fabril, resultando em plantas de processo mais compactas, seguras e menos poluentes.

A nomenclatura dos ejetores informa a natureza dos fluidos primário e secundário utilizados. Neste sentido, ejetor (líquido)-(gás) indica que o fluido primário é um líquido e que o fluido secundário é um gás. Da mesma forma, ejetor (líquido-gás)-(líquido) informa que o fluido primário é uma mistura bifásica líquido-gás e que o fluido secundário é uma fase líquida.

A Tabela 1.1 apresenta algumas das principais aplicações dos ejetores líquido-gás em sistemas encontrados nas engenharia química e em tratamento de rejeitos industriais.

A Figura 1.1 apresenta um desenho esquemático de um ejetor líquido-gás vertical em escoamento descendente (tipo *downward flow*). Os mecanismos macroscópicos de transporte envolvidos no seu funcionamento são os seguintes:

- (1) um líquido (fluido primário) é transportado por uma bomba centrífuga, passando através de um bico convergente (*nozzle*) que confere ao escoamento uma velocidade elevada;
- (2) o líquido é descarregado sob a forma de um jato (ou conjunto de jatos menores) em uma câmara fechada (câmara de sucção) que está em comunicação com o ambiente onde o fluido secundário está disponível. O fluido secundário é então arrastado (aspirado), regido por fenômenos de transferência de quantidade de movimento;
- (3) os dois fluidos entram em um tubo confinado (câmara de mistura cilíndrica ou levemente cônica) onde ocorre uma íntima mistura entre as duas fases, envolvendo grande dissipação de energia e a conseqüente formação de uma mistura bifásica com bolhas de gás finamente dispersas no líquido. Este fenômeno ocorre após o choque do jato de líquido nas paredes da câmara de mistura, estabelecendo a zona de *mixing-shock* na sua fronteira;
- (4) a pressão da mistura bifásica é elevada no difusor, atingindo um valor intermediário entre a de sucção do gás e a de recalque do líquido, sendo transportada através do tubo de descarga conectado ao difusor.

Apesar dos fenômenos envolvidos no funcionamento dos ejetores líquido-gás terem sido estudados por diversos autores, as correlações propostas na literatura para descrever variáveis essenciais ao projeto destes equipamentos são raras e geralmente desacompanhadas de informações objetivas e claras sobre a sua geometria, construção e instalação. Ora, como os comportamentos hidrodinâmico e de transferência de massa destes equipamentos dependem diretamente de pelo menos oito variáveis construtivas e da interação entre elas (ver item 2.4), e de pelo menos outras quatro variáveis operacionais, é absolutamente impossível usar tais correlações com segurança se uma destas variáveis for omitida. Seria como tentar especificar uma bomba centrífuga sem possuir informações sobre o tamanho do seu rotor.

TABELA 1.1

Principais aplicações dos ejetores líquido-gás

Fenômeno	Aplicações	Sistema	Referência
Transferência de massa	- Aeração em tratamento de águas residuárias	resíduo-ar	Radhakrishnan & Mitra (1984)
	- Reações* de cloração, aaminação, fosgenação e hidrogenação	líquido-cloro amônia fosgênio H ₂	Dutta & Raghavan (1987)
	- Hidrogenação de gorduras*	suspensão-H ₂	Pinedo (1995)
	- Aeração de soluções de nutrientes em hidroponia	solução-ar	Nagahiro et al. (1992a)
	- Aeração de viveiros para criação e engorda de peixes	água-ar	Nagahiro et al. (1992a)
	- Deaeração de água para injeção em poços de petróleo (extração secundária)	água-nitrogênio	Palmer & Muskett (1985)
	- Esterilização de água potável por ozonização	água-ozônio	Otake et al. (1981)
	- Flotação a agregado a ar induzido ou a ar dissolvido	ganga-ar	Teixeira et al. (1992)
	- Sulfitação de caldo de cana* (processo de clarificação)	caldo-sulfito	Wagnerowski et al. (1975)
Mistura entre fases	- Adição de gases inertes ou aromáticos em alimentos	chocolate-CO ₂ sorvete-ar ovos-ar	Nagahiro et al. (1992a)
	- Geração de espuma antiincêndio	—	Fair et al. (1973)
Transferência de q.m.**	- Compressão isotérmica de gases	água-gás	Witte (1965 e 1969)
Transferência de calor	- Condensação por contato direto	água-vapor	Jacobs (1988)

(*) transferência de massa com reação química;

(**) q.m. - quantidade de movimento

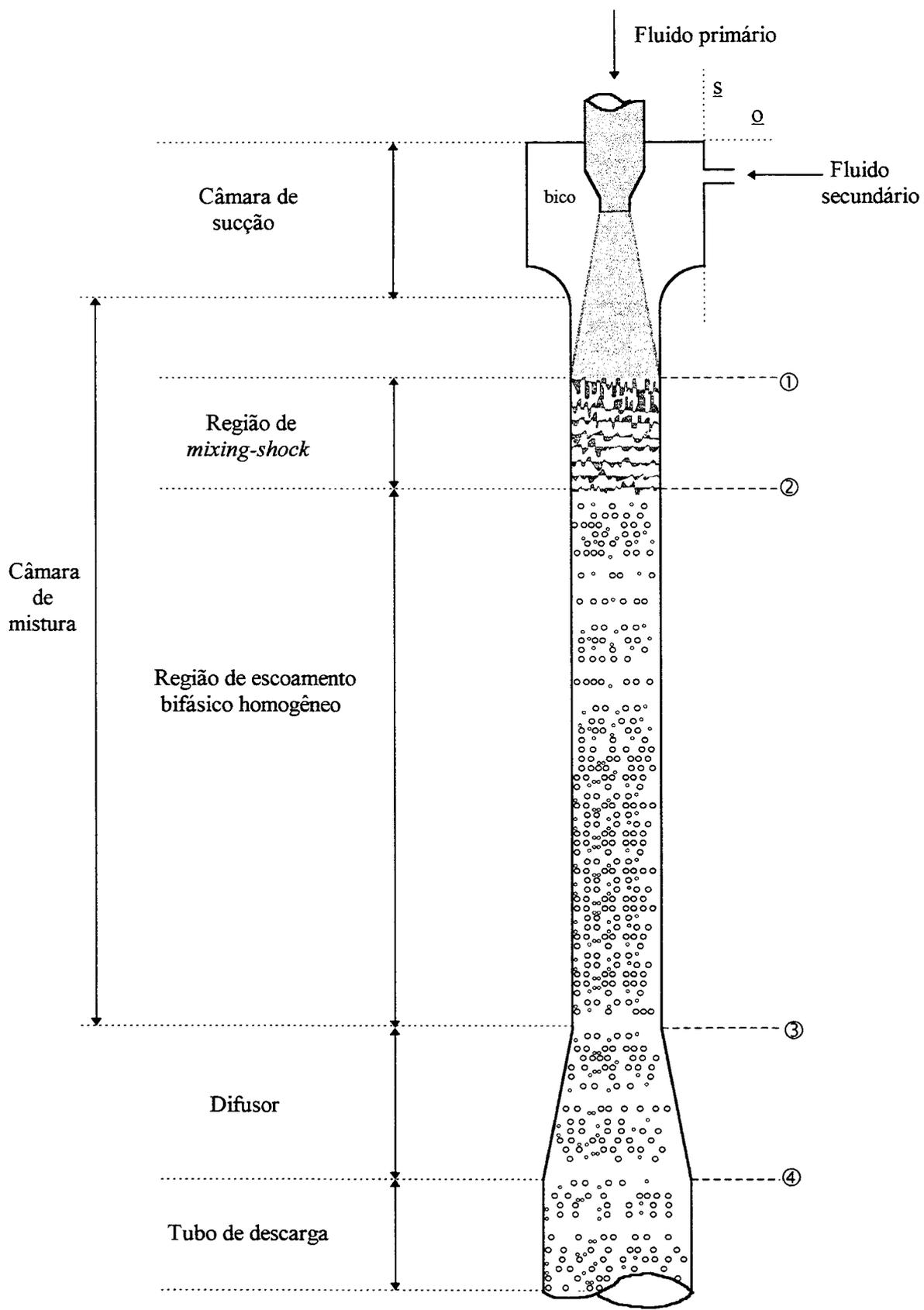


FIGURA 1.1 - Diagrama esquemático de um ejetor líquido-gás

TEIXEIRA et al. (1992), após terem trabalhado extensivamente na concepção, dimensionamento, projeto, montagem, operação e análise de um ejetor líquido-gás, aplicado industrialmente na etapa de aeração de uma polpa agroindustrial em um processo de flotação a agregado a ar induzido, observaram a existência de um conjunto apreciável de dúvidas sobre a natureza deste equipamento, recomendando um estudo experimental em um protótipo.

Dentro deste escopo, o presente trabalho tem como objetivo responder às questões abaixo, ainda pouco exploradas na literatura:

- (1) ocorrência “espontânea” de inundação de líquido na câmara de sucção de gás;
- (2) influência da altura do choque do jato na câmara de mistura sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa;
- (3) visualização dos tipos gerais de escoamento na câmara de mistura e sua relação com as variáveis operacionais;
- (4) pressão requerida no bombeamento;
- (5) taxa específica de absorção de oxigênio no equipamento em função das variáveis operacionais;
- (6) definição de uma concepção e geometria conhecidos, bem como estudar métodos de fabricação mecânica do equipamento e uso de juntas para vedação;
- (7) gerar correlações para predição das principais variáveis de projeto relacionados com a hidrodinâmica e a transferência de massa;
- (8) propor uma rotina de projeto e um manual geral de operação, bem como sugerir estratégias de controle automático.

CAPÍTULO 2

REVISÃO DA LITERATURA

2.1 ESTADO DA TÉCNICA

Os trabalhos publicados na literatura sobre ejetores líquido-gás indicam que os fenômenos de transferência de massa nestes equipamentos ainda não são suficientemente conhecidos, apesar de quase seis décadas de pesquisas. Este fato deve-se ao interesse, por grande parte dos autores, em estudar apenas o desempenho energético destes equipamentos (sempre com uma geometria particular empiricamente definida e quase sempre tratada com algum segredo) na operação de transporte de fluidos em bombas a jato (*jet pumps*). Esta situação provavelmente foi gerada pela influência da escola dos ejetores gás-gás, cujo domínio está nas engenharias aeronáutica e mecânica, onde o interesse é puramente na transferência de quantidade de movimento em escoamentos compressíveis (regimes supersônicos de escoamento).

Neste mesmo sentido, o estudo de visualização do escoamento bifásico turbulento em ejetores líquido-gás, com o emprego de técnicas de medidas bem conhecidas pela física moderna (anemometria a laser, atenuação de raios gama e tomografia), é uma iniciativa rara quando se trata de tais equipamentos.

von PAWELL (1936), citado por WITTE (1969), foi um dos primeiros autores a estudar os ejetores líquido-gás do ponto de vista fenomenológico. Em sua tese de doutorado, aquele autor observou a existência do fenômeno de *mixing-shock*, utilizando uma câmara de mistura transparente.

FOLSOM (1948) estudou o bombeamento hidráulico a jato, utilizando ejetores líquido-líquido e líquido-gás, preocupando-se em caracterizar estes sistemas do ponto de vista de rendimento energético.

BAUER et al. (1963) caracterizaram o fenômeno de transferência de massa em um medidor venturi tipo Herschel, com adição de gás na sua garganta, aplicado à absorção de CO₂ em água. Observaram que este equipamento forneceu maior eficiência

na transferência de oxigênio do que os equipamentos de contato gás-líquido convencionais, como tanques agitados e jateamento sobre superfície líquida. Porém, a vazão de ar aspirado no equipamento estudado mostrou-se insuficiente para a prática industrial.

BONNINGTON (1964) estudou ejetores líquido-gás envolvendo admissão de fase sólida. Seu trabalho incluiu tópicos energéticos e efeitos de temperatura e cavitação no sistema.

WITTE (1965 e 1969) desenvolveu estudos sobre ejetores líquido-gás horizontais com bico multiorifício, reportando o fenômeno de *mixing-shock* (assim batizado por esse autor) e avaliando a eficiência mecânica do sistema em serviços de compressão isotérmica de gases, com e sem reciclo de fluido primário. Este autor propôs vários modelos de conservação de massa, energia e quantidade de movimento, sempre com o objetivo de analisar a razão de compressão do ar aspirado.

BHAT et al. (1972) apresentaram um estudo de transferência de quantidade de movimento em um ejetor líquido-gás horizontal, baseado nas equações resultantes dos balanços macroscópicos de quantidade de movimento e energia publicados por DAVIES et al. (1967), onde as variáveis operacionais e geométricas, bem como as propriedades físicas dos fluidos primário e secundário, foram correlacionadas com o desempenho hidráulico do equipamento.

ACHARJEE et al. (1975) desenvolveram modelos baseados em transferência de quantidade de movimento em ejetores líquido-gás verticais com escoamento ascendente (tipo *upward flow*).

LAURENT et al. (1980) desenvolveram uma técnica de simulação de um equipamento industrial (*venturi jet scrubber* turbulento) a partir de um modelo de laboratório em escoamento laminar. Estes autores apresentaram um estudo de transferência de massa nos dois sistemas.

BISWAS & MITRA (1981) estudaram a transferência de quantidade de movimento em ejetores líquido-gás multiorifício em escoamento horizontal. Estes

autores propuseram relações para descrever o comportamento hidráulico do ejetor unicamente em função da razão de áreas A_R .

OTAKE et al. (1981) estudaram as características hidrodinâmicas e de transferência de massa em uma coluna retangular em escoamento ascendente com um ejetor líquido-gás instalado na sua base. Estes autores utilizaram o número de Froude para a análise dos parâmetros envolvidos.

OGAWA et al. (1982) estudaram a hidrodinâmica de um reator tipo coluna em escoamento ascendente, com um ejetor líquido-gás instalado na parte inferior, através de um modelo difusional (*LDP-longitudinal dispersion model*) com a utilização de um traçador de condutividade.

SPIRIDONOV (1982) estudou a relação geométrica ótima entre o comprimento e o diâmetro da câmara de mistura em ejetores água-ar mono e multiorifício em escoamento descendente.

OGAWA et al. (1983) determinaram os parâmetros envolvidos no fenômeno de transferência de massa em reatores tipo coluna, cujo comportamento hidrodinâmico foi estudado por OGAWA et al. (1982), concluindo que a mistura bifásica na região da coluna mais próxima ao ejetor deve ser representada por um modelo de escoamento completamente agitado e que a parte superior da coluna (escoamento ascendente) deve ser representada por um modelo tipo pistonado (*plug flow*).

RADHAKRISHNAN & MITRA (1984) estudaram a perda de carga e o coeficiente de retenção do gás na mistura bifásica homogênea em uma coluna cilíndrica, cuja entrada das fases líquida e gasosa ocorre através de um ejetor líquido-gás com características geométricas que não priorizam uma alta taxa de transferência de massa no sistema. A área interfacial específica encontrada por estes autores é bastante inferior à faixa comumente descrita para ejetores líquido-gás.

BEN BRAHIM et al. (1984) apresentaram um modelo analítico baseado em transferência de quantidade de movimento, e um outro baseado em uma análise dimensional, utilizando as equações propostas por DAVIES et al. (1967), para

estimativa do desempenho hidráulico de ejetores líquido-gás verticais em escoamento descendente. Aqueles autores estudaram o efeito da pressão do fluido secundário sobre a razão volumétrica gás-líquido (ϕ), além de caracterizar a ocorrência de vários regimes de escoamento em uma ampla faixa de variação de propriedades físicas do fluido primário.

CHUNG et al. (1984) estudaram o fenômeno de transferência de quantidade de movimento, através de análise dimensional, em um ejetor líquido-gás em escoamento ascendente com um vaso separador instalado na descarga do difusor, empregando fluidos primário e secundário com diferentes propriedades físicas.

PALMER & MUSKETT (1985) estudaram a hidrodinâmica e a transferência de massa em um ejetor líquido-gás de duplo estágio, onde a descarga da câmara de mistura do primeiro era utilizado como fluido motriz (mistura bifásica) de um segundo ejetor instalado em série. Estes autores empregaram este sistema na etapa de deaeração em um processo de tratamento de água industrial. Para caracterizar o fenômeno de transferência de massa, calcularam uma eficiência de dessorção de oxigênio através de medidas de fração molar.

DUTTA & RAGHAVAN (1987) observaram que os reatores em *loop* que operam com um ejetor líquido-gás em escoamento descendente sob auto-aspiração são muito mais eficientes, do ponto de vista de transferência de massa, quando comparados aos que utilizam compressão externa para admissão do fluido secundário. Estes autores atribuem este fato ao tamanho de bolhas extremamente elevado nesta última concepção.

TEIXEIRA et al. (1992) trabalharam na concepção, dimensionamento e análise de um ejetor líquido-gás multiorifício com escoamento descendente, aplicado industrialmente na etapa de aeração em um processo de flotação a agregado a ar induzido.

CRAMERS et al. (1992a) estudaram o comportamento hidrodinâmico e as características de transferência de massa em ejetores líquido-gás, cuja descarga do difusor era realizada em um reator do tipo *loop-venturi* (LVR). Estes autores

determinaram a área interfacial específica, tanto no ejetor quanto no reator, pelo método químico com oxidação de sulfito catalisada por cobalto.

CRAMERS et al. (1992b) avaliaram a influência da densidade do fluido secundário sobre a sua vazão e sobre o coeficiente de retenção da mistura bifásica, observando que um aumento na densidade provoca uma maior aspiração de gás e um aumento no valor do coeficiente de retenção. Através de técnicas de visualização do escoamento estes autores observaram que o diâmetro médio de bolhas na mistura bifásica diminui com o aumento da densidade do gás.

NAGAHIRO et al. (1992a) estudaram extensivamente a hidrodinâmica e a distribuição de tamanhos de bolhas de ar em dispersões bifásicas de água, óleo comestível e goma em um ejetor líquido-gás de tamanho bastante reduzido (comprimento total de 5,8 cm) com alta pressão de fluido primário. Estes autores avaliaram o efeito de variáveis geométricas e dinâmicas sobre aqueles parâmetros.

NAGAHIRO et al. (1992b), através de técnicas de visualização do escoamento, estudaram o mecanismo de formação de bolhas de ar em ejetores líquido-gás.

PADMAVATHI & REMANANDAN RAO (1993) determinaram a influência da geometria e das características hidrodinâmicas sobre o coeficiente de retenção de gás em um reator tipo *loop* com escoamento reverso, enquanto DUTTA & RAGHAVAN (1987) estudaram a sua transferência de massa. Estes autores utilizaram, porém, diferentes relações geométricas.

CRAMERS et al. (1993) propuseram a hipótese de que os coeficientes volumétricos locais de transferência de massa em ejetores líquido-gás apresentam grande variação entre a região de *mixing-shock* e onde se estabelece o escoamento bifásico homogêneo. Estes autores realizaram ensaios preliminares, porém os dados conclusivos ainda não foram publicados na literatura.

KUNDU et al. (1995) correlacionaram a perda de carga e o coeficiente de retenção de gás com vários grupos adimensionais, através de análise dimensional, no escoamento descendente de uma mistura bifásica em uma coluna de contato gás-líquido equipado com um ejetor líquido-gás.

ZHU (1995) estudou a eficiência de transferência de massa em ejetores líquido-gás e misturadores estáticos, concluindo que estes equipamentos apresentam coeficientes de transporte mássico até 100 vezes superiores aos observados em tanques agitados, porém com muito maior consumo energético.

ORFANIOTIS et al. (1996) propuseram uma correlação para o scale-up de ejetores líquido-gás utilizando como critério a taxa de transferência de oxigênio.

YAMAGUCHI & ITO (1996) aplicaram uma patente na qual reivindicam o uso de ejetores líquido-gás como meio de dispersão de ozônio em um processo de clarificação de resíduos orgânicos por ozonização.

ONO (1997) reivindicou, também através de uma patente, o uso de ejetores líquido-gás como equipamento de aeração em tratamento de esgotos e em piscicultura de água doce, utilizando um tanque pressurizado e ar enriquecido com oxigênio para aumentar a taxa de transferência de oxigênio.

2.2 HIDRODINÂMICA EM EJETORES LÍQUIDO-GÁS

2.2.1 Tipos gerais de escoamento na câmara de mistura

Os trabalhos experimentais realizados com ejetores líquido-gás com a câmara de mistura instalada na direção vertical, citados no item 2.1, indicam a possibilidade de obtenção de quatro tipos gerais de escoamentos paralelos, estabelecidos principalmente em função da razão volumétrica gás-líquido, das velocidades do jato ou da mistura bifásica e das relações geométricas do equipamento. São eles:

Escoamento bifásico homogêneo (*bubble-flow*): consiste em uma mistura bifásica na qual as bolhas de gás tem tamanho menor do que o diâmetro da câmara de mistura. É um tipo de escoamento observado quando se aplica uma baixa razão volumétrica gás-líquido e alta velocidade do jato ou da mistura bifásica. No caso de ejetores com escoamento descendente, ocorre colisão do jato de fluido primário na parte inicial da câmara de mistura, promovendo o estabelecimento da zona de *mixing-shock* na sua

parte anterior, com a conseqüente formação de uma dispersão líquido-gás com finíssimas bolhas de gás em uma fase líquida contínua;

Escoamento coaxial (*jet-flow*): característico dos ejetores líquido-gás, neste tipo de escoamento o jato de fluido primário colide após o difusor, alcançando diretamente o tubo de descarga ou o primeiro obstáculo em direção diferente à do eixo do ejetor. Assim, os fluidos primário e secundário apresentam escoamento coaxial ao longo de todo o ejetor. Este regime é frequentemente estabelecido para uma razão ϕ na faixa de 1,0 a 2,0 e para altas velocidades do jato, ou quando a relação L_r/d_t é muito pequena (câmara de mistura curta). É também denominado escoamento tipo jato.

Escoamento em bolsões (*slug-flow*): consiste em um tipo de escoamento no qual ocorre o deslocamento lento de bolsas de ar de tamanho característico superior ao diâmetro da câmara de mistura. Este regime é geralmente observado em ejetores com escoamento ascendente e na situação em que se combina baixa razão ϕ e baixa velocidade da mistura bifásica.

Escoamento anular (*annular-flow*): sua principal característica é o transporte de gás confinado no centro da câmara de mistura, ao mesmo tempo em que o líquido desloca-se de forma adjacente às suas paredes. Este regime é observado nas situações em que a razão ϕ é muito elevada ($\phi \approx 8,0$) e a velocidade da mistura bifásica é pequena.

A Figura 2.1 ilustra os tipos gerais de escoamento observados em ejetores líquido-gás com escoamento descendente. Nesta concepção apenas os escoamentos bifásico homogêneo e coaxial são encontrados. Porém, frequentemente ocorre uma combinação entre eles, caracterizando-se por um escoamento misto, no qual há formação de escoamento coaxial na parte anterior da câmara de mistura seguido de um escoamento do tipo bifásico homogêneo. Ainda, o local onde ocorre a transição entre os escoamentos bifásico homogêneo e o coaxial depende da pressão na câmara de sucção, da pressão de descarga (P_4) e da velocidade do jato do fluido primário no bico.

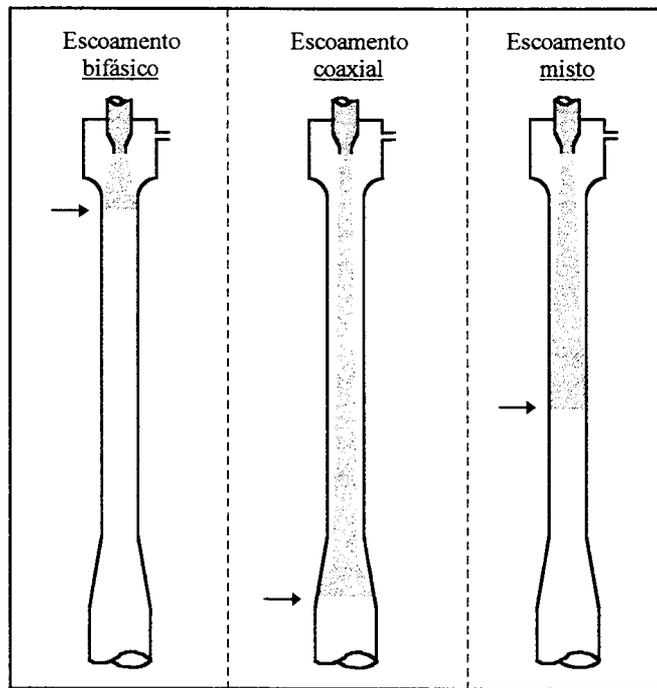


FIGURA 2.1 - Tipos gerais de escoamento (→: local de choque)

BEN BRAHIM et al. (1984) observaram que o aumento da pressão de descarga após o difusor desloca a zona de *mixing-shock* para a parte anterior da câmara de mistura. Assim, a partir de uma dada pressão (P_4) ocorre o estabelecimento de um escoamento bifásico homogêneo, situação ideal para otimizar os mecanismos de transferência de massa. Ainda, quando a pressão de descarga assume valores abaixo de um dado limite, ocorre a formação de um escoamento do tipo coaxial, situação indesejável para operações de transferência de massa, mas importante para operações apenas de ejeção.

Estes autores lembram que a operação do ejetor com baixas velocidades de fluido primário, conjugada com pressões de descarga elevadas, implica na quase anulação da aspiração de gás, podendo ainda causar inundação da câmara de sucção.

BHAT et al. (1972) e BISWAS & MITRA (1981) reportam que um aumento excessivo na pressão do vaso separador gás-líquido, instalado a jusante de colunas de contato gás-líquido horizontais e após a descarga do ejetor, provoca a estratificação da mistura bifásica.

OTAKE et al. (1981) recomendam que o mapeamento dos regimes de escoamento obtidos em ejetores líquido-gás em função da razão ϕ seja correlacionado com a velocidade do líquido na câmara de mistura e com o diâmetro desta seção através do número de Froude, o qual pode ser interpretado como uma relação entre as forças de inércia e as forças de gravidade, dado pela equação (2.1).

$$Fr = \frac{U_{\ell,t}^2}{g d_t} \quad (2.1)$$

PALMER & MUSKETT (1985) reportam valores para Fr em uma faixa de 45-70, variando entre os regimes de escoamento bifásico homogêneo e coaxial.

HENZLER (1980), citado por PALMER & MUSKETT (1985), baseado no princípio de que a transferência de quantidade de movimento entre os fluidos primário e secundário é o fenômeno responsável pela aspiração de gás, postulou que a vazão de gás é proporcional à diferença entre a vazão operacional de líquido e a sua vazão mínima para ocorrer aspiração, como descrito pela equação (2.2).

$$Q_g = C(Q_\ell - Q_{\ell,\min}) \quad (2.2)$$

Como a vazão de líquido é proporcional à sua pressão estática a montante do bico, a equação anterior pode ser reescrita na forma da equação (2.3).

$$\phi = C - \frac{C(\sqrt{P_\ell})_{\min}}{\sqrt{P_\ell}} \quad (2.3)$$

Assim, plotando-se ϕ vs $(1/\sqrt{P_\ell})$ é possível calcular os parâmetros C e $(\sqrt{P_\ell})_{\min}$, válidos para ejetores de qualquer tamanho, desde que reproduzidas as relações geométricas do equipamento utilizado para levantar os dados, bem como a razão de compressão adotada (relação entre as pressões de descarga e sucção) (PALMER & MUSKETT, 1985).

CHUNG et al. (1984) observaram que o valor do número de Reynolds do fluido primário não tem efeito significativo sobre a curva de ϕ vs Eu_g . Porém, o valor da densidade específica ρ_* tem contribuição significativa sobre esta curva. Estes autores propuseram uma correlação para o ejetor estudado, baseada em análise dimensional, dada pela equação (2.4).

$$\phi = 0,23 (36 Eu_g^{-0,2} - 1) \rho_*^{-0,3} \quad (2.4)$$

2.2.2 Perfis axiais de pressão e velocidade

A Figura 2.2 apresenta a distribuição axial de pressão e velocidade em um ejetor líquido-gás horizontal. Este diagrama foi compilado a partir do trabalho de BAREKYAN & BELYAKOV (1981).

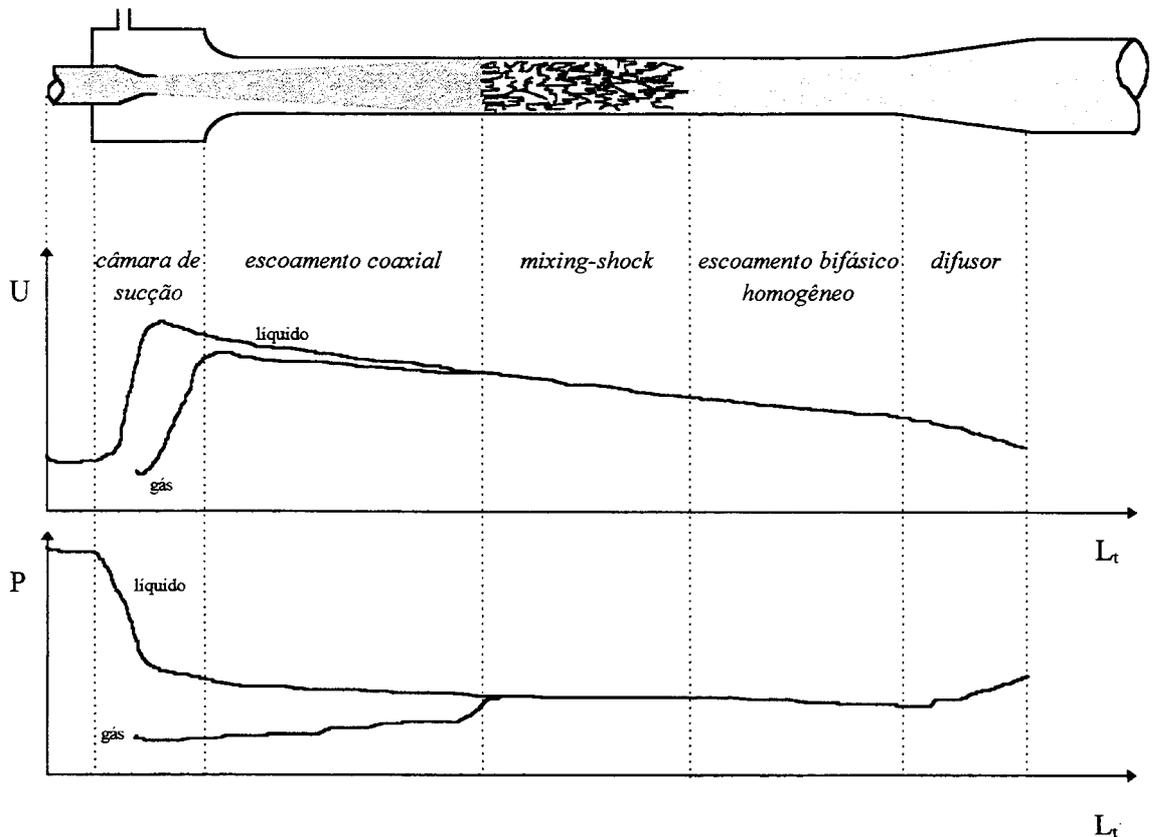


FIGURA 2.2 - Perfis axiais de velocidade e de pressão estática: escoamento misto

2.2.3 Perda de carga e coeficiente de retenção (*holdup*)

Para simplificar o cálculo da perda de carga em ejetores líquido-gás, deve-se considerar a ocorrência apenas de escoamento bifásico na câmara de mistura. As rotinas propostas por MEYER (1980) e HOOPER (1988) podem ser empregadas com segurança (TEIXEIRA et al., 1992).

RADHAKRISHNAN & MITRA (1984) apresentaram uma correlação experimental para o fator de atrito no escoamento bifásico água-ar, em função de alguns grupos adimensionais, para um escoamento ascendente em uma coluna vertical cilíndrica. Estes autores estudaram, ainda, o comportamento do coeficiente de retenção de líquido, relacionando este parâmetro com o número de Reynolds do fluido secundário e com alguns parâmetros geométricos do ejetor.

KUNDU et al. (1995) comentam que a predição da perda de carga em misturas bifásicas gás-líquido não pode ser baseada em uma análise puramente teórica, pois o fenômeno de transferência de quantidade de movimento, o atrito nas paredes e as tensões de cisalhamento na interface de contato dependem de medidas experimentais, que deverão ser correlacionadas através, principalmente, de modelos resultantes de análise dimensional. A partir da equação de movimento para a fase líquida em estado estacionário e de uma condição de contorno para a superfície da bolha em escoamento bifásico homogêneo, estes autores correlacionaram o número de Euler com vários outros grupos adimensionais, como mostra a equação (2.5),

$$Eu = f(Re_\ell, A_R, H_R, Su, Mo) \quad (2.5)$$

onde o número de Suratmann (Su) é uma combinação do número de Reynolds e Weber, resultando em um balanço entre as forças de inércia, de tensão superficial e viscosas. O número de Morton (Mo), por sua vez, é uma combinação dos números de Weber, Froude e Reynolds e fornece um balanço entre as forças viscosas, gravitacionais e de tensão superficial. O mesmo tipo de correlação foi utilizada para o coeficiente de retenção do gás.

A Tabela 2.1 apresenta valores típicos para a pressão do fluido primário e de perda de carga reportados por vários autores em ejetores líquido-gás em escala industrial.

TABELA 2.1

Pressão de fluido primário e perda de carga em ejetores líquido-gás

Autor	Vazão de líquido (m ³ /h)	Pressão do líquido* (kgf/cm ²)	Perda de carga (kgf/cm ²)
PALMER & MUSKETT (1985)	36	4,0	—
JACKSON & COLLINS (1964)	20-40	2,7	—
BAREKYAN & BELYAKOV (1981)	—	2,9	—
TEIXEIRA et al. (1992)	60	5,0	0,5

(*) pressão manométrica a montante do bico

OTAKE et al. (1981) observaram que quando a vazão de gás é mantida constante e a velocidade do fluido primário elevada até um dado valor crítico, o coeficiente de retenção de gás se mantém constante. Porém, acima deste valor limite de velocidade, aquele parâmetro pode ter o seu valor triplicado. Por outro lado, se a velocidade de fluido primário for mantida constante e a vazão de gás aumentada, o coeficiente de retenção aumenta proporcionalmente à entrada do gás.

KUNDU et al. (1995) estudaram a variação do coeficiente de retenção do gás na mistura bifásica em escoamento descendente em função da razão ϕ para uma ampla faixa de vazão de fluido primário. Estes autores observaram que o valor de ε_g aumenta rapidamente até $\phi = 0,4$, crescendo assintoticamente após esse valor.

DUTTA & RAGHAVAN (1987) e ZAHRADNÍK et al. (1982) correlacionaram semi-empiricamente o coeficiente de retenção do gás na mistura bifásica com a potência do jato de fluido primário em um dado volume de referência.

CRAMERS et al. (1992a) estudaram a variação do coeficiente de retenção do gás (*holdup*) na mistura bifásica em função da vazão de gás aspirado, reportando

valores na faixa de 0,1 a 0,3. Para tais determinações, estes autores utilizaram as vazões de saída do gás e do líquido.

2.2.4 Mistura bifásica: mecanismos de formação

O mecanismo de formação da mistura bifásica na câmara de mistura está diretamente relacionado com o fenômeno de *mixing-shock*, caracterizado por uma elevada dissipação energética. NAGAIRO et al. (1992b) e CRAMERS et al. (1992b) postulam que o gás aspirado fica envolvido (*enveloped*) na superfície do jato cônico de líquido. Quando ocorre o choque do jato com o filme líquido formado na parede da câmara de mistura, este gás é cisalhado por forças viscosas, produzindo pequeníssimas bolhas de gás. A vazão de gás aspirado depende, assim, da área superficial do jato antes do choque. A Figura 2.3(a) descreve este mecanismo e a Figura 2.3(b) mostra em detalhe o envolvimento do gás na superfície do jato.

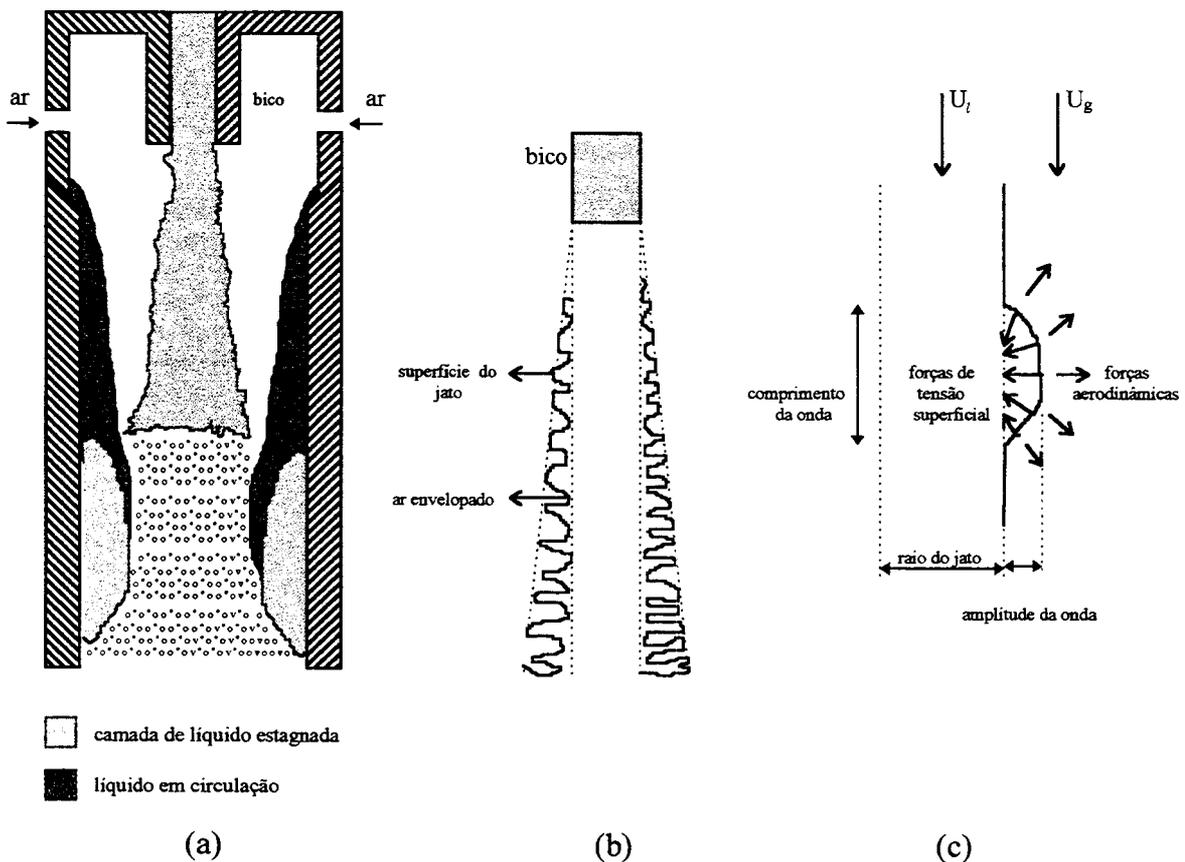


FIGURA 2.3 - Mecanismos de formação da mistura bifásica na câmara de mistura

Estes autores citam, ainda, a existência de uma camada de líquido estagnada de forma adjacente ao jato de líquido, sobre a qual ocorre uma circulação de líquido causada pela expansão do volume de líquido na câmara de mistura, por sua vez provocada pela ação do choque do jato.

Neste mecanismo, os fluidos primário e secundário movimentam-se em velocidades diferentes, com a interface de contato gás-líquido (superfície do jato) em equilíbrio dinâmico. Assim, as velocidades na superfície e na base da onda mecânica são diferentes, ocorrendo uma diferença de pressão entre esses dois pontos, gerando uma força aerodinâmica. A amplitude, comprimento e forma da onda são variáveis definidas por um balanço entre esta força e as forças de tensão superficial. A Figura 2.3(c) mostra um desenho esquemático desse processo, conhecido como instabilidade de Kelvin-Helmholtz.

2.2.5 Desempenho hidráulico e energético

O desempenho hidráulico de um ejetor líquido-gás assume grande importância quando o objetivo do equipamento é realizar apenas serviço de ejeção. Porém, se o ejetor tem funções de transferência de massa, deve-se observar principalmente os parâmetros relativos a esse fenômeno.

O parâmetro físico mais comumente utilizado na caracterização do desempenho hidráulico de um ejetor líquido-gás é a razão entre as vazões volumétricas de gás aspirado e de fluido primário, denominada de coeficiente volumétrico de ejeção (ϕ). Porém, este parâmetro não é característico de um dado ejetor, pois é possível a obtenção de um mesmo valor numérico para esta variável com a utilização de diferentes condições operacionais e relações geométricas diversas para o equipamento.

DAVIES et al. (1967) desenvolveram um modelo, baseado em análise dimensional, que permite descrever a variação do parâmetro M_R (razão entre vazões mássicas de gás e líquido) em função das características físico-químicas dos dois fluidos envolvidos e das variáveis operacionais adotadas no funcionamento do equipamento. DUTTA & RAGHAVAN (1987), BEN BRAHIM et al. (1984) e BHAT et al. (1972) utilizaram o modelo proposto por aqueles autores para a caracterização hidráulica de ejetores com diferentes relações geométricas.

A caracterização energética dos ejetores líquido-gás é geralmente realizada através da potência dissipada pelo jato do fluido primário por unidade de massa de líquido ou pelo volume da câmara de mistura ou da zona de *mixing-shock*, razão denominada taxa de dissipação energética ou potência específica dissipada (ϵ), calculada a partir da energia cinética do jato de acordo com a equação (2.6). Enquanto nos ejetores líquido-gás esta taxa é da ordem de 5 a 15 kW/kg, em reatores de mistura do tipo CSTR (*continuous stirred tank reactor*) encontram-se valores na faixa de 2 a 20 W/kg (CRAMERS et al., 1992a).

$$\epsilon = \frac{\text{Pot}_{\text{jato}}}{\rho_{\ell} V} \quad \text{onde} \quad \text{Pot}_{\text{jato}} = 0,5 \rho_{\ell} U_{\text{jato}}^2 Q_{\ell} \quad (2.6)$$

Por outro lado, na compressão isotérmica de gases, um dado ejetor pode ser caracterizado energeticamente através do seu rendimento de compressão, definido como a relação entre o trabalho de compressão realizado sobre o gás e o consumo de energia no bombeamento do fluido primário. Nesta definição é possível desprezar variações na massa específica do gás, uma vez que o número de Mach (Ma) do escoamento nunca é superior a 0,3 (situação subsônica).

KUNDU et al. (1995) lembram que a energia do jato de fluido primário é utilizada na aspiração do fluido secundário, na formação da mistura gás-líquido, nas perdas mecânicas por atrito da mistura bifásica nas paredes e acidentes do sistema hidráulico e, no caso de compressão isotérmica de gases, no desenvolvimento de pressão no interior do vaso separador gás-líquido.

2.3 TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM EJETORES LÍQUIDO-GÁS

A concepção, dimensionamento e análise de um reator multifásico ou de um equipamento de absorção gás-líquido envolvem um grande número de variáveis dinâmicas, cinéticas e de transporte. Destas, a de maior importância para fins de cálculos de engenharia é o coeficiente global de transferência de massa ($k_L a$), cuja dependência em relação às condições operacionais é um conhecimento fundamental para a ampliação ou redução de escala nestes sistemas.

Outro parâmetro comumente utilizado na análise dos desempenhos energético e de transferência de massa de equipamentos de contato gás-líquido é a eficiência de transferência padrão ($TE_{\text{padrão}}$), definido de acordo com a equação (2.7) na temperatura de 20°C e na condição de $c_A = 0$, que informa a massa de espécie A transferida para a fase líquida por unidade de energia gasta na propulsão (bombeamento ou aspersão) do líquido (RAMALHO, 1983). No caso de bombas centrífugas, a potência deve ser calculada adotando-se uma eficiência global de 61,25% para o sistema de bombeamento, conforme recomendado por MORAES JÚNIOR (1988).

$$(TE)_{\text{padrão}} = \frac{(k_{\ell} a) c_A^+ V M_A}{Pot} \quad (2.7)$$

JACKSON & COLLINS (1964) estudaram a eficiência de transporte mássico do sistema oxigênio-água em equipamentos do tipo Bernoulli, comparando os coeficientes de transferência de massa obtidos em um ejetor, em um venturi e em uma placa de orifício. Estes autores observaram que os ejetores apresentaram maior eficiência de transferência de massa, embora apresentassem um maior consumo de energia na sua operação em relação aos demais.

Estes mesmos autores simularam dois aeradores tipo venturi com similaridade geométrica de 5 e dinâmica de 25 (para vazão). O venturi maior apresentava entrada nominal de 4", apresentando uma taxa de transferência de oxigênio máxima de 0,84 kg O₂/(kWh), valor quatro vezes inferior ao obtido com o venturi menor, cuja entrada era de 3/4". Assim, sob condições energéticas e geométricas idênticas, ejetores de diferentes tamanhos não conservam similaridade em relação ao $k_{\ell} a$. É importante frisar que operações de aeração em tanques agitados conduzem a uma transferência de 0,8 kg O₂/(kWh). Segundo ZLOKARNÍK (1980), citado por RADHAKRISHNAN & MITRA (1984), esta taxa em ejetores líquido-gás alcança valores da ordem de 3,8 kg O₂/(kWh).

A Tabela 2.2 apresenta a eficiência de transferência observada em diversos sistemas de aeração em tratamento de efluentes (METCALF & EDDY 1987).

TABELA 2.2

Eficiência de transferência para diferentes sistemas de aeração

Sistema de aeração	Eficiência de transferência (kg O ₂ /kWh)	
	Condição padrão*	Prática industrial**
Difusores		
- bolha pequena	1,2-2,0	0,7-1,4
- bolha média	1,0-1,6	0,6-1,0
- bolha grande e irregular	0,6-1,2	0,3-0,9
Turbina aspersora	1,2-1,4	0,7-1,0
Tubo estático	1,2-1,6	0,7-0,9
Jato	1,2-2,4	0,7-1,4
Aplicação O ₂ puro		
- aeração superficial com fonte criogênica	—	1,4-1,8
- aeração superficial com absorção sob pressão	—	1,0-1,3
- turbina aspersora com fonte criogênica	—	1,2-1,5
Aerador superficial de baixa velocidade	1,2-2,4	0,7-1,3
Aerador superficial de alta velocidade	1,2-2,4	0,7-1,3
Aerador tipo escova rotativa	1,2-2,4	0,7-1,3

(*) sistema: água da torneira; T=20°C e c_A=0;

(**) T=15°C e altitude de 150 m em relação ao nível do mar.

Segundo PALMER & MUSKETT (1985) o coeficiente volumétrico de transferência de massa ($k_L a$) deve ser utilizado quando o volume de controle do sistema é conhecido, situação comum em tanques agitados. Porém, no caso de sistemas com ejetores, os volumes da câmara de mistura e do vaso de separação são difíceis de serem medidos com acurácia em equipamentos industriais e cada uma destas partes do sistema contribui de forma diferenciada para a transferência de massa global. Assim, estes autores preferem caracterizar este fenômeno de transporte através da eficiência de transferência de massa baseada na saturação de oxigênio, conceito análogo à definição de um estágio de equilíbrio simples, dado pela equação (2.8). Em função do sistema

água-ar ser um caso em que o gás é levemente solúvel no líquido, a resistência à transferência de massa será controlada pelo filme líquido.

$$E = \frac{x_o - x_4}{x_o - x_4^+} \quad (2.8)$$

A última coluna da Tabela 2.4 apresenta dados relativos à transferência de massa em ejetores líquido-gás, isoladamente ou em série com reatores ou colunas, com diferentes concepções e relações geométricas. A ampla faixa de valores apresentada para a e $k_L a$ ocorre devido ao fato destes parâmetros serem fortemente dependentes do comportamento hidrodinâmico do equipamento, que por sua vez é função da geometria e das condições operacionais adotadas.

2.3.1 Área interfacial específica e distribuição de tamanho de bolhas

CRAMERS et al. (1992a) observaram que a área interfacial específica em ejetores líquido-gás tem um ponto de máximo na curva de a vs ϕ , correspondente ao ponto de transição entre os regimes coaxial e bifásico homogêneo. Isto ocorre pois, um aumento na vazão de gás provoca a formação de coalescência das bolhas e um aumento no seu diâmetro médio, diminuindo assim a área específica.

O escoamento bifásico no interior da câmara de mistura é essencialmente turbulento e isotrópico. Assim, através de um balanço entre as flutuações de pressão dinâmica e a força causada pela tensão superficial sobre a bolha, LEVICH (1962) postulou que o diâmetro máximo estável para uma bolha de gás em escoamento turbulento é dado por:

$$d_{\max} = \left(\frac{We_{\text{crit}}}{2} \right)^{0,6} \frac{\sigma_c^{0,6}}{(\rho_c^2 \rho_g)^{0,2}} \epsilon^{-0,4} \quad (2.9)$$

HESKETH et al. (1987), usando a equação (2.9) tanto para bolhas quanto para gotas em escoamento confinado turbulento em tubos, calcularam o valor de $We_{\text{crit}} = 1,1$ para o sistema água-ar.

Considerando d_{\max} proporcional ao diâmetro de Sauter e escrevendo a densidade da mistura bifásica como $(1 - \varepsilon_g)\rho_\ell$, a área interfacial pode ser estimada de acordo com a equação (2.10).

$$a \propto \varepsilon_g^{0.4} (1 - \varepsilon_g)^{0.4} \quad (2.10)$$

A elevada dissipação energética observada nos ejetores promove alta turbulência e elevado cisalhamento, condições favoráveis à obtenção de bolhas de gás na faixa de 25-60 μm , resultando em um sistema com elevada área superficial (40.000-100.000 m^2/m^3) (CRAMERS et al., 1992a; RADHAKRISHNAN & MITRA, 1984).

NAGAIRO et al. (1992a) observaram que a velocidade do fluido primário tem forte influência na distribuição de tamanhos de bolhas de gás geradas na mistura bifásica. Assim, trabalhando com a aeração de óleo vegetal comestível, estes autores constataram experimentalmente que um aumento na velocidade de 20 para 30 m/s provocou um aumento de 47 para 62% no valor da frequência acumulada de bolhas menores que 100 μm .

DUTTA & RAGHAVAN (1987) correlacionaram semi-empiricamente a área interfacial e o coeficiente volumétrico de transferência de massa com a taxa de dissipação energética, obtendo desvios da ordem de 10 a 20% em relação aos dados experimentais.

OTAKE et al. (1981) propuseram uma correlação, baseada em análise dimensional, entre o tamanho de bolhas, o número de Froude e a razão d_{multi}/d_t , onde o tamanho de bolhas foi determinado por fotografia ultra-rápida e através de uma sonda (resistência elétrica) instalada na saída do ejetor.

2.3.2 Coeficiente volumétrico de transferência de massa ($k_L a$)

CRAMERS et al. (1993) apresentaram dados preliminares sobre a transferência de massa em ejetores líquido-gás, observando que o valor de $k_L a$ na zona de *mixing-shock* é 40% superior aos valores encontrados na região onde ocorre escoamento bifásico homogêneo. Estes autores atribuem este fato às diferentes características de turbulência e cisalhamento destas duas regiões.

A Tabela 2.3 apresenta correlações empíricas típicas para os parâmetros a e $k_{\ell}a$ em ejetores líquido-gás, sem considerar os fenômenos que acontecem a jusante em colunas ou reatores.

TABELA 2.3

Correlações para os parâmetros de transferência de massa

Correlação	Concepção	Referência
$a = 19500 \epsilon_g^{0,4} (1 - \epsilon_g)^{0,4}$	- escoamento bifásico homogêneo em escoamento descendente	Cramers et al. (1992a)
$k_{\ell}a = 5,4 \times 10^{-4} D V_{ej}^{2/3} Re_{\ell,b}^2 \epsilon_g$	- escoamento bifásico homogêneo em escoamento descendente	Dirix & van der Wiele (1990)

2.4 CONCEPÇÕES E RELAÇÕES GEOMÉTRICAS

A simplicidade operacional dos ejetores líquido-gás comumente induz à falsa idéia de que o desenvolvimento de rotinas para o seu projeto é uma tarefa fácil de ser implementada. Também, o desempenho hidrodinâmico e as propriedades de transferência de massa nestes equipamentos são diretamente dependentes das suas características operacionais e geométricas. No seu projeto, algumas variáveis construtivas devem ser cuidadosamente dimensionadas, como discutidas nos itens seguintes. Além de cada uma delas influenciar individualmente no desempenho global do ejetor, a ocorrência de interações entre estas variáveis é uma hipótese que merece futuros estudos.

Não existe na literatura uma rotina de projeto para ejetores líquido-gás baseada em um modelo fenomenológico ou nas leis de conservação (massa, energia e quantidade de movimento). De forma quase unânime, os autores envolvidos na pesquisa destes equipamentos limitam-se a testar o desempenho de ejetores cujo projeto baseia-se unicamente no empirismo. Assim, as conclusões apresentadas na literatura devem ser cuidadosamente analisadas, pois são respostas obtidas em equipamentos com diferentes concepções e relações geométricas, como destaca a Tabela 2.4.

TABELA 2.4

Concepção, relações geométricas e desempenho na transferência de massa em ejetores líquido-gás descritos na literatura

Referência	Concepção do sistema	Características geométricas e operacionais do ejetor	Parâmetros de transferência de massa
WITTE (1965 e 1969)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento horizontal; - bico multiorifício; - interesse apenas no desempenho de ejeção do sistema. 	$P_e=30$ atm $d_t=3$ cm $A_R=0,322$	—
BISWAS & MITRA (1981)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento horizontal; - bico multiorifício; - ejetor com uma coluna de contato gás-líquido horizontal instalada na sua saída. 	$d_{multi}=0,90$ cm $A_R=8-56$ $n_i=2-5$ $Q_e=144-960$ ℓ/h $P_e=3,6$ atm	—
OTAKE et al. (1981)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento ascendente; - bico monoorifício; - descarga do ejetor em uma coluna de líquido retangular. 	$d_b=0,6-1,6$ cm $d_t=1,0-2,8$ cm $L_t=5-26$ cm $Q_e=0-2.400$ ℓ/h $Q_g=180-4.800$ ℓ/h	$a=15-1.800$ m ⁻¹ (dados relativos à coluna) $d_{bolha}=0,1-0,4$ cm (fotografia e sonda)
OGAWA et al. (1982 e 1983)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento ascendente; - bico multiorifício ($n_i=19$); - ejetor utilizado na dispersão de gás na base de um reator tipo coluna. 	$d_{multi}=0,6-1,6$ cm $d_t=0,8-1,6$ cm $L_t=22,5$ cm $Q_e=0-2.401$ ℓ/h $Q_g=3.600$ ℓ/h	$k_e a=0,08-2$ s ⁻¹ $a=250-5.000$ m ⁻¹ (dados relativos à coluna) (método químico do sulfito)
ZAHRADNÍK et al. (1982) ZAHRADNÍK et al. (1985)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento ascendente; - bico monorifício com diferentes geometrias; - ejetor instalado na base de uma coluna; - câmara de mistura cônica (0-6,8°). 	$d_b=0,6-1,1$ cm; $L_t=43,0$ cm $(d_t)_1=1,6$ cm; $(d_t)_A=2,8-4,0$ cm $Q_e=1.800-7.200$ ℓ/h $Q_g=1.008-18.144$ ℓ/h	$k_e a=0,03-0,15$ s ⁻¹ (dados relativos à coluna)

BEN BRAHIM et al. (1984)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento descendente; - bico monoorifício; - ejetor comercial com uma coluna na saída do difusor. 	$d_b=0,25$ cm; $d_t=0,5$ cm $A_R=4$; $L_t=10,95$ cm $L_t/d_t=21,9$ $Q_f=216-407$ ℓ/h $Q_g=24-486$ ℓ/h	$k_c a=0,03-0,08$ s^{-1} $a=30-500$ m^{-1} (dados relativos à coluna) (método dessorção oxigênio)
CHUNG et al. (1984)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento ascendente; - bico monoorifício; - ejetor com cone convergente antes da câmara de mistura cilíndrica e difusor bastante longo; - descarga do difusor ocorre sobre um distribuidor de placa perfurada na entrada de um vaso separador gás-líquido. 	$d_b=0,35$ cm $d_t=0,64$ cm $L_t=1,5$ cm $L_d=4,5$ cm $L_{cone}=3,3$ cm	_____
RADHAKRISHNAN & MITRA (1984)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento ascendente; - bico multiorifício ($n_r=2-16$); - descarga ocorre em uma coluna com um vaso separador gás-líquido a jusante. 	$A_R=6,99-58,14$ $L_t/d_t=7,24$ $L_t=9,2$ cm $Q_f=64,8-748,8$ ℓ/h $Q_g=72-3.060$ ℓ/h	$k_c a=0,34-0,54$ s^{-1} $a=5.000-25.000$ m^{-1} (dados relativos à coluna) (método químico CO_2 -NaOH)
PALMER & MUSKETT (1985)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento ascendente; - bico monoorifício <i>c/ spinner</i> e multiorifício sem <i>spinner</i>; - ejetor com câmara de mistura cilíndrica sem difusor. Descarga em um tanque de separação gás-líquido; - testada uma concepção de ejetores em dois estágios. 	$d_{mult}=0,75$ cm $d_t=1,9$ cm $L_t/d_t=18$ $Q_f=3.600-36.000$ ℓ/h $\phi=1,0-3,5$ $P_f=1,5-4,0$ atm	_____
DUTTA & RAGHAVAN (1987)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento descendente; - bico monoorifício; - descarga do ejetor em um reator tipo <i>loop</i>. 	$d_b=0,45-0,65$ cm; $A_R=1$ $d_b/d_t=0,22-0,32$ $L_t/d_t=12,5$ $Q_f=1800$ ℓ/h ; $\phi=0,66-1,2$	$k_c a=0,03-0,08$ s^{-1} $a=30-500$ m^{-1} (dados relativos à coluna) (método dessorção oxigênio)

DIRIX & van der WIELE (1990)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento descendente; - bico monoorifício; - descarga do ejetor em um reator tipo <i>loop</i>. 	$d_{ni}=0,4-0,6$ cm $d_{im}=1,2$ cm $L_{inj}/d_{im}=2-10$ $Q_L=1.080-2.880$ ℓ/h $\phi=0,3-3,0$	—
TEIXEIRA et al. (1992)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento descendente e bico multiorifício; - descarga em um vaso separador gás-líquido; - aplicado no sistema de aerção de um processo de flotação a agregado a ar induzido. 	$d_{multi}/d_t=0,55$ $\alpha_{cone}=12^\circ$; $d_p/d_t=2,0$ $L_t/d_t=15,0$; $\alpha_d=6^\circ$ $Q_L=50$ m^3/h	—
NAGAIRO et al. (1992a)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento horizontal; - bico monoorifício tipo agulha; - fluido primário a alta pressão (2,5 MPa); - ejetor com câmara de mistura cilíndrica e sem difusor. Descarga na base de um tanque aberto. 	$d_b=0,35-0,82$ mm $d_t=0,80-1,20$ mm $L_t=1-3$ mm $Q_L=30$ ℓ/h ; $U_{jato}=11,5-53,0$ m/s	—
CRAMERS et al. (1992a)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento descendente; - bico monoorifício; - descarga do difusor ocorre em um reator do tipo <i>loop-venturi</i> (LVR). 	$d_b=0,9$ cm $V_{ej}=1,13$ ℓ $Q_L=2.000-7.000$ ℓ/h $Q_g=800-11.200$ ℓ/h	$a=40.000-70.000$ m^{-1} (dados relativos ao ejetor) (método químico do sulfito)
CRAMERS et al. (1993)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento descendente; - bico monoorifício com <i>spinner</i>; - o ejetor foi estudado isoladamente. 	$d_b=1,19$ cm; $L_{ej}=70,0$ cm $L_t=60,0$ cm; $L_t/d_t=20,7$ $Q_L=6.480-7.920$ ℓ/h $\phi=0,3-1,6$	$k_d a=1-18$ s^{-1} (dados relativos ao ejetor)
KUNDU et al. (1995)	<ul style="list-style-type: none"> - escoamento descendente; - bico monoorifício; - ejetor com câmara de mistura cilíndrica e difusor. Coluna de contato gás-líquido instalada na saída do difusor (igual diâmetro). 	$d_b=0,396-0,953$ cm $d_t=1,90$ cm $A_R=29,32-169,78$ $L_t=18,4$ cm ($L_d=20,4$ cm) $Q_L=252-1.224$ ℓ/h $Q_g=0,576-1.296$ ℓ/h	—

2.4.1 Diferentes configurações na montagem

Do ponto de vista de configuração do equipamento, quanto à sua instalação, os ejetores líquido-gás podem ser classificados em três tipos básicos: horizontal, vertical descendente e vertical ascendente. A Figura 2.4 apresenta esquematicamente estas diferentes concepções, onde a força de empuxo sobre a fase gasosa pode atuar de forma perpendicular, contracorrente ou concorrente ao escoamento da mistura bifásica.

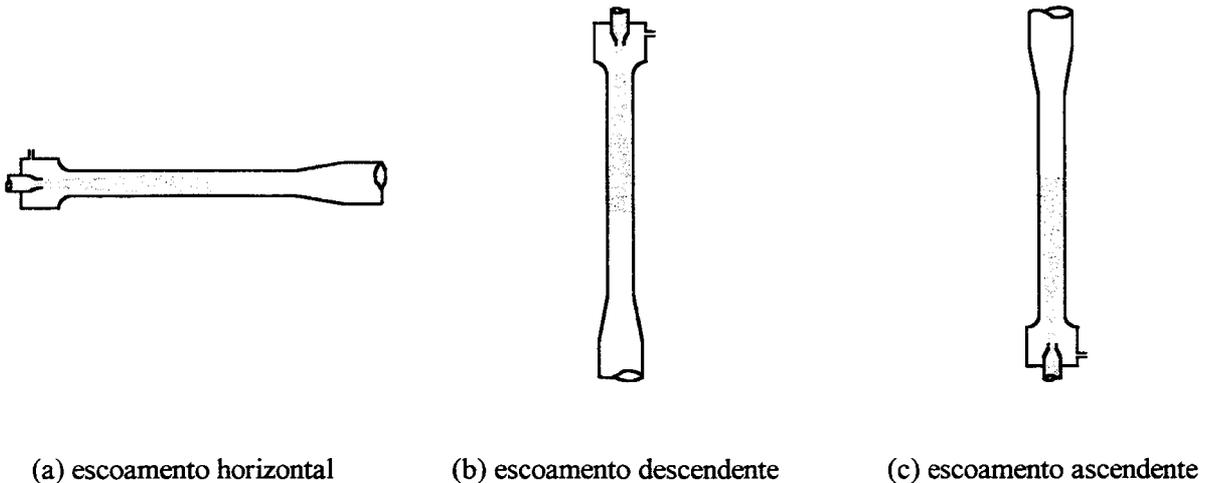


FIGURA 2.4 - Diferentes concepções para instalação de ejetores líquido-gás

TEIXEIRA et al. (1992) recomendam que os ejetores líquido-gás sejam instalados na posição vertical com escoamento descendente, visando prevenir inundação da câmara de sucção, fenômeno comumente observado nos ejetores instalados horizontalmente, quando submetidos a uma perturbação positiva na vazão de fluido primário ou a acidentes a jusante do equipamento. Outra vantagem da sua instalação na direção vertical vem da facilidade de dispô-lo no *lay-out* da planta. Entretanto, estes autores atentam para a necessidade de um perfeito alinhamento do eixo do ejetor, a fim de obter um jato axialmente simétrico.

KUNDU et al. (1995) esclarecem que a concepção de colunas gás-líquido em escoamento descendente, com um ejetor líquido-gás instalado no topo da coluna, apresenta inúmeras vantagens em relação às configurações horizontal e vertical com escoamento ascendente. Dentre elas estão a obtenção de bolhas menores e com

distribuição de tamanhos mais uniforme, menor coalescência, melhor homogeneidade da mistura bifásica e maior contato gás-líquido.

PADMAVATHI & REMANANDAN RAO (1993) apresentaram um reator tipo *loop* em escoamento reverso, no qual há um ejetor líquido-gás instalado na parte superior do sistema. O escoamento no interior do ejetor é do tipo descendente, sendo que a mistura bifásica, após deixar a câmara de mistura (*draft tube*), é descarregada na base de um vaso cilíndrico concêntrico e periférico ao ejetor, forçando um escoamento ascendente desta mistura através da casca cilíndrica formada pelas paredes da câmara de mistura e do vaso. Esta mistura bifásica é então aspirada pelo ejetor, juntamente com o gás admitido na câmara de sucção do ejetor. Este sistema é classicamente empregado quando ocorre transferência de massa com reação química e permite a operação contínua do sistema para reações rápidas, com muito baixo tempo de residência.

2.4.2 Bico e *spinner*

A concepção dos ejetores líquido-gás prevê a utilização de artifícios mecânicos no bico com o objetivo de provocar divisões e/ou rotações no jato de fluido primário visando maximizar a transferência de quantidade de movimento entre as fases líquida e gasosa. Nesse sentido, é comum a utilização de bicos multiorifício, bem como a introdução de obstáculos tipo parafuso, causadores de rotações no fluido (*spinneres*).

CRAMERS et al. (1993) estudaram o efeito de um *spinner* colocado em um bico mono-orifício sobre a razão ϕ . Estes autores determinaram que o emprego do *spinner* permite a obtenção de uma faixa de valores para ϕ muito superior à observada sem o uso deste artifício, ocorrendo sempre a formação da zona de *mixing-shock* muito próxima à câmara de sucção, provavelmente devido à força centrípeta imposta ao jato de líquido pelo uso do *spinner*. Este fato, porém, age negativamente sobre o fenômeno de transferência de massa, reduzindo o valor de $k_L a$ em até 50%, quando comparado à situação em que não se usa *spinner*, na qual a altura do choque do jato pode ser variada ao longo de todo o comprimento da câmara de mistura.

PALMER & MUSKETT (1985) utilizaram um bico tipo placa de orifício com sete furos, cuja área total livre era igual à de um outro bico mono-orifício, mantendo as mesmas condições de velocidade nas duas situações. Estes autores observaram que a formação de um conjunto de jatos menores forneceu uma maior área superficial para transferência de quantidade de movimento, dispensando com grande vantagem a utilização de *spinner*. Estes autores observaram que a utilização de *spinner* no bico torna-se importante no caso de configuração tipo mono-orifício, porém completamente desnecessária no caso dos multiorifícios. Argumentam, ainda, que o dimensionamento dos *spinners* é uma tarefa difícil, pois são adotados critérios puramente empíricos.

ZAHRADNÍK et al. (1985) observaram que a concepção de bicos mono-orifício, quanto ao ângulo de convergência e ao seu comprimento, não tem efeito sobre os coeficientes de transferência de massa em colunas de contato gás-líquido em escoamento ascendente.

NAGAHIRO et al. (1992a) observaram que a utilização de um bico com uma maior relação d_{multi}/d_t promove a obtenção de bolhas com menor tamanho médio e tem influência positiva no valor da razão ϕ .

2.4.3 Distância de projeção

Um outro item fundamental no dimensionamento de ejetores líquido-gás é a distância entre a extremidade do bico e o início da câmara de mistura, denominada **distância de projeção**.

BOUCHER & ALVES (1973) observaram que o ângulo de abertura de um jato de água livre turbulento ($Re_{\text{jato}} > 2.000$) é de aproximadamente 14° , até uma distância de 100 vezes o diâmetro do bico. Este dado é de grande utilidade no cálculo da distância de projeção em ejetores líquido-gás.

OTAKE et al. (1981) observaram experimentalmente que mantendo o número de Froude, a razão ϕ e a relação d_{multi}/d_t constantes, a variação da distância de projeção não apresenta efeito significativo no tamanho médio de bolha gerado no ejetor.

Como lembra NAGAIRO et al. (1992a), um aumento na distância de projeção tem efeito significativo no aumento da vazão de gás aspirado à medida que a velocidade do fluido primário é elevada. Este fato foi observado com a variação da distância de projeção de 0 a 4 vezes o diâmetro da câmara de mistura e alterando a velocidade de 10 para 30 m/s. Na situação em que $U_t = 10$ m/s não foi observado um efeito significativo, mas com a utilização de 30 m/s foi registrado um aumento de até três vezes na vazão de fluido secundário.

TEIXEIRA et al. (1992) recomendam, para a distância de projeção, um valor duas vezes superior ao do diâmetro da câmara de mistura, acrescentando que a adoção de um valor superior deve ser utilizado apenas nos casos em que o ejetor seja produzido dentro de normas severas de fabricação mecânica. Caso contrário, uma pequena assimetria no eixo do bico em relação à câmara de mistura provocaria um choque assimétrico do jato. Estes autores lembram, ainda, que uma distância de projeção muito pequena causa menor vácuo (maior pressão absoluta) na câmara de sucção.

2.4.4 Câmara de sucção

TEIXEIRA et al. (1992) destacam que a câmara de sucção deve ser formada por uma câmara cilíndrica que circunda um cone convergente, que por sua vez envolve o jato de fluido descarregado pelo bico. Este cone é a câmara de sucção propriamente dita, possuindo 16 furos dispostos diametralmente com uma defasagem de $22^{\circ}30'$ entre si. O ar succionado da atmosfera é admitido na câmara cilíndrica através de 4 orifícios (90° entre si), distribuindo-se homogeneamente pelos orifícios do cone convergente e entrando na câmara de mistura juntamente com o fluido primário. Estes autores recomendam a instalação de um purgador de água condensada na entrada de ar na câmara de sucção quando a vazão de ar é superior a $20 \text{ m}^3/\text{h}$.

2.4.5. Câmara de mistura

Após a câmara de sucção segue-se a câmara de mistura, onde ocorre o fenômeno de *mixing-shock*. Sua necessidade vem do fato de que a diferença de densidade entre os dois fluidos impõe grande dificuldade à mistura efetiva destas duas fases. Alguns autores adotam câmaras de mistura levemente cônicas, sendo que a grande maioria prefere câmaras cilíndricas (alguns chamam de difusor paralelo), não só

pela simplicidade de construção, mas principalmente por não haver diferenças significativas no desempenho do ejetor entre estas duas concepções.

A literatura sobre ejetores líquido-gás reporta amplas faixas de valores para a razão entre o diâmetro e o comprimento da câmara de mistura. Isto ocorre pois a maioria destes dados provém de estudos realizados em equipamentos construídos sem rotinas de projeto concretas.

O diâmetro da câmara de mistura deve estar intimamente associado com o diâmetro do bico. Desta forma, os dados disponíveis são quantificados pela razão entre os diâmetros do bico e da câmara de mistura (relação d_{multi}/d_t) ou pela razão entre as áreas da seção da câmara de mistura e do bico (A_R). O parâmetro d_{multi}/d_t alcança valores ótimos na faixa de 0,6 a 0,7, sendo que valores menores podem conduzir o ejetor a um regime de escoamento do tipo coaxial, situação que obriga a indução do choque do jato com o fechamento de uma válvula após o difusor. Por outro lado, valores superiores podem conduzir a uma elevada perda de carga ou mesmo à inundação da câmara de sucção. BISWAS & MITRA (1981) recomendam um valor ótimo para A_R na faixa de 10 a 15.

Outra variável crítica no dimensionamento de ejetores é o comprimento da câmara de mistura cilíndrica, que deve ser capaz de promover o fenômeno de *mixing-shock* e alcançar regime de escoamento bifásico homogêneo. Uma câmara muito longa aumenta desnecessariamente o tamanho e peso do equipamento, além de oferecer uma maior perda de carga.

Baseado em um estudo sobre a distribuição axial de pressão na câmara de mistura em ejetores água-ar, SPIRIDONOV (1982) propôs uma correlação empírica para o cálculo da relação ótima entre o comprimento e o diâmetro da câmara de mistura para bicos multiorifício. Este autor definiu o comprimento da câmara de mistura como a distância entre o seu início e o ponto onde ocorre o maior valor de pressão estática no tubo. A relação é dada pela equação (2.11).

$$\frac{L_t}{d_t} = \frac{11\phi}{(n_i A_R)^{0,5}} \quad (2.11)$$

PALMER & MUSKETT (1985) recomendam uma relação L_t/d_t , tendo como referência o trabalho de WITTE (1965), variando entre 15 e 18. BAREKYAN & BELYAKOV (1981) trabalharam com esse parâmetro fixado em 17. TEIXEIRA et al. (1992) adotaram uma relação $L_t/d_t=15$ e uma relação $d_{multi}/d_t = 0,55$.

ZAHRADNÍK et al. (1985) estudaram o efeito da conicidade (0-6,8°) e do comprimento da câmara de mistura sobre o coeficiente global de transferência de massa em uma coluna de contato gás-líquido, determinando que estes parâmetros geométricos não têm efeito significativo sobre o valor de $k_L a$. Entretanto, estes autores observaram um aumento significativo na vazão de gás aspirado, admitido na base da coluna através do ejetor, com o aumento do comprimento da câmara. NAGAHIRO et al. (1992a) constataram essa mesma dependência utilizando microejetores, sendo que a partir de uma relação $L_t/d_t > 15$ observaram uma taxa pequena no aumento da vazão de gás aspirado. É importante lembrar, porém, que uma alta razão ϕ provoca um aumento no diâmetro médio das bolhas.

2.4.6 Difusor

TEIXEIRA et al. (1992) atribuem ao difusor o papel de complementação da mistura entre as duas fases, quando necessária, e à elevação da pressão da mistura bifásica. Desta forma, a sua geometria deve ser necessariamente divergente com um ângulo de conicidade próximo de 6° e comprimento determinado em função do diâmetro da câmara de mistura, atendendo à relação $L_d/d_t=4$.

2.4.7 Ampliação e módulo de escala

LAURENT et al. (1980) simularam um lavador de gases (*jet scrubber*) turbulento em escala piloto a partir de um modelo de laboratório. O trabalho foi inteiramente baseado em similaridade de k_g , k_L , da área interfacial específica do equipamento e das vazões volumétricas de líquido e gás.

PALMER & MUSKETT (1985) realizaram um *scale-up* de ejetores líquido-gás de 3,6 para 36 m³/h, observando um comportamento hidrodinâmico bastante similar nesta faixa estudada.

TEIXEIRA et al. (1992) definiram um módulo de escala máximo de 50 m³/h para ejetores industriais, visando maximizar a relação entre custo e eficiência de transferência de massa. Assim, uma planta industrial operando com vazão de 150 m³/h deve dispor de uma bateria de três ejetores menores em paralelo.

2.5 MEDIDAS DOS PARÂMETROS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

2.5.1 Generalidades

O coeficiente de retenção, a área interfacial específica e o coeficiente volumétrico de transferência de massa são os parâmetros que regem o fenômeno de transporte mássico em equipamentos de contato gás-líquido. Os métodos utilizados nas suas medidas são classificados em dois grandes grupos: (1) medidas locais por meio de métodos físicos, como espalhamento ou reflexão de luz, fotografia, medidas elétricas e eletroquímicas; (2) medidas globais, utilizando principalmente métodos químicos (CHARPENTIER, 1986b).

de WALL & OKESON (1966) encontraram uma boa concordância entre os valores da área interfacial específica, medidas através de técnicas de fotografia, com os valores obtidos por métodos químicos. LANDAU et al. (1977) compararam os valores de a em colunas de borbulhamento medidos pelos métodos de espalhamento de luz, químico e fotográfico, encontrando uma excelente concordância entre eles.

Os métodos físicos são frequentemente empregados para medidas do coeficiente de retenção, do tamanho de bolhas e da área interfacial de contato gás-líquido. Apenas dois desses parâmetros são suficientes para definir o terceiro, já que estes são correlacionados pela equação (2.12) (CHARPENTIER, 1986b).

$$a = \frac{6 \varepsilon_g}{d_{\text{sauter}}} \quad (2.12)$$

Os métodos químicos utilizados na medida da área interfacial e do coeficiente global de transferência de massa foram extensivamente estudados por vários autores, principalmente a partir do final da década de sessenta. Estas técnicas são

fundamentadas na medida da taxa de absorção de uma espécie química gasosa (A) em uma solução contendo um reagente dissolvido (B), ocorrendo uma reação química irreversível entre A e B com uma cinética precisamente conhecida e cuja estequiometria é dada genericamente por:

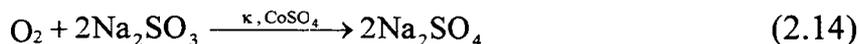


CHARPENTIER (1986b) observa que os métodos químicos não devem ser usados em sistemas que apresentem alta taxa de coalescência da fase gasosa. Nestes casos a área interfacial específica é fortemente dependente da posição do equipamento, complicando bastante a interpretação dos resultados.

2.5.2 Método químico do sulfito para determinação de a e $k_L a$

A absorção de oxigênio em soluções de sulfito é o sistema químico mais utilizado para a determinação dos parâmetros de transferência de massa em equipamentos piloto ou industriais de contato gás-líquido, tais como colunas de borbulhamento, colunas de absorção recheadas, tanques agitados, colunas de pratos perfurados e reatores em *loop*. Esta preferência vem do fato do sulfito de sódio ser atóxico, não inflamável e de baixo custo.

A reação de oxidação de sulfito segue uma cinética de ordem $(m-n)$, respectivamente para o sulfito e o oxigênio, frequentemente representada por uma reação de pseudo-ordem n . A equação (2.14) descreve a estequiometria da reação química e a equação (2.15), a sua taxa.



$$r_A = \kappa c_A^n c_B^m c_{CoSO_4}^p \quad (2.15)$$

A reação heterogênea acima geralmente é conduzida em soluções com elevada concentração de sulfito, situação que permite afirmar que a taxa de reação é independente desta variável. O seu limite mínimo é denominado concentração crítica de sulfito (c_B^{crit}) (LINEK & VACEK, 1981).

A cinética da reação de oxidação de sulfito em solução aquosa com adição de catalisador é bastante sensível à condição experimental adotada, razão pela qual os estudos publicados na literatura apresentam uma ampla faixa de variação para os parâmetros cinéticos básicos. Assim, são encontrados diferentes ordens de reação para os reagentes, diferentes condições de pH, temperatura e concentração de catalisador (afetam a ordem de reação para o oxigênio) e uma grande variação no valor da constante de reação.

EDELSON & ALLARA (1973) enfatizam que os parâmetros cinéticos determinados sob uma dada situação experimental são uma mera descrição quantitativa do comportamento deste sistema específico. Desta forma, os valores destes parâmetros não podem ser considerados como universais para qualquer sistema.

Sendo assim, as condições experimentais para a reação de oxidação de sulfito devem ser escolhidas de tal forma que o modelo reacional adotado seja válido para qualquer tipo de escoamento obtido nos diferentes sistemas de contato gás-líquido. Ou seja, uma mudança nas condições dinâmicas do escoamento não deve ter qualquer influência sobre os parâmetros cinéticos do modelo, permitindo estudar o efeito de diferentes condições de escoamento sobre a taxa reacional (oxidação de sulfito pelo oxigênio absorvido), que por sua vez pode ser relacionada com os parâmetros de transferência de massa. Esta situação pode ser obtida em dois diferentes casos: (i) quando a velocidade de reação é pequena e a taxa de transferência de oxigênio é alta, proporcionando ao oxigênio reagir com o sulfito em solução aquosa apenas na parte externa do filme líquido da interface gás-líquido e (ii) quando a reação é suficientemente rápida tal que todo o oxigênio absorvido reaja no filme líquido da interface. O efeito catalítico dos cátions de cobalto praticamente impede a obtenção da primeira situação (LINEK & VACEK, 1981).

Assim, visando quantificar se a reação química ocorre preferencialmente na solução ou no filme líquido, define-se um número adimensional que relaciona a máxima conversão possível no filme líquido e a máxima quantidade de espécie A, qualquer que seja A, transportada por difusão através do filme, denominado **número de Hatta** (Ha):

$$Ha^2 = \left(\frac{\text{convers\~{a}o}}{\text{difus\~{a}o}} \right)_A^+ = \frac{\kappa_n (c_A^+)^n c_B^m \delta_\ell}{k_\ell c_A^+} \quad (2.16)$$

Considerando a teoria do filme líquido, onde $k_\ell = \frac{D_A}{\delta_\ell}$, a equação (2.16) pode ser reescrita na forma, qualquer que seja a espécie A:

$$Ha = \frac{\left[\frac{2}{n+1} \kappa_n (c_A^+)^{n-1} c_B^m D_A \right]^{1/2}}{k_\ell} \quad (2.17)$$

Desta forma, quando $Ha^2 \ll 1$ a reação ocorre em solução aquosa na parte externa do filme líquido, situação que requer um sistema reacional com grande volume de líquido. Por outro lado, quando $Ha^2 \gg 1$ todo o oxigênio absorvido reage no filme líquido, requerendo um sistema reacional de muito menor volume, porém com elevada área interfacial (CHARPENTIER, 1986a).

A oxidação dos íons sulfito pelo oxigênio absorvido provoca uma redução local da concentração de sulfito próximo à interface gás-líquido, com uma conseqüente redução do pH nesta região. Isto resulta em uma menor taxa de reação no filme líquido, alterando o modelo cinético proposto, onde uma reação de pseudo-ordem zero era atribuída ao sulfito. Assim, visando manter esta condição, o valor de c_B^{mit} deve ser no mínimo igual ao valor da diferença entre c_B^+ e c_B . Segundo LINEK & VACEK (1981) pode-se usar com segurança o valor de $c_B^{\text{mit}} \geq 0,5$ M, recomendação baseada na observação experimental destes autores em diferentes equipamentos de contato gás-líquido. Esta condição garante a obtenção de uma reação de pseudo-ordem zero para o sulfito.

SHARMA & DANCKWERTS (1970) acrescentam que para a garantia de obtenção de uma reação de pseudo-ordem zero para o sulfito o número de Hatta deve atender à equação (2.18).

$$Ha \ll \frac{c_B}{\gamma c_A^+} \left(\frac{D_B}{D_A} \right)^{1/2} \quad (2.18)$$

LINEK & VACEK (1981) estabeleceram uma regra empírica para determinar a ordem de reação para o oxigênio, baseados nos resultados experimentais de diversos pesquisadores, trabalhando em diferentes tipos de equipamentos. Estes autores observaram que a ordem de reação será dois ($n=2$) sempre que $c_A^+ \leq 3,6 \times 10^{-4} \text{ M}$ e será sempre um ($n=1$) quando $c_A^+ \geq 7,0 \times 10^{-4} \text{ M}$. Quando c_A^+ estiver dentro desta faixa, ou seja, $3,6 \times 10^{-4} \text{ M} < c_A^+ < 7,0 \times 10^{-4} \text{ M}$, o valor da ordem deve ser determinado experimentalmente para as condições adotadas.

De acordo com estes mesmos pesquisadores, na região onde a reação de oxidação tem pseudo-ordem zero para o sulfito, observa-se sempre uma ordem de reação unitária para o catalisador de sulfato de cobalto ($p=1$). Lembrem, ainda, que esta relação linear (em escala di-log) entre c_{CoSO_4} e a velocidade de reação é válida até o limite inferior de $c_{\text{CoSO}_4} = 10^{-7} \text{ M}$, enquanto que o seu limite superior é a própria solubilidade do catalisador na solução de sulfito. TSIRLIN et al. (1973) determinaram que em soluções de sulfito com pH entre 9,5 e 10 a concentração de catalisador deve ser inferior a 10^{-4} M .

A Figura 2.5 apresenta qualitativamente a dependência entre a concentração de catalisador de cobalto e a taxa de absorção de oxigênio, mantendo as demais condições experimentais constantes, em diferentes equipamentos de contato gás-líquido. Enquanto na região C é possível o cálculo simultâneo de a e $k_L a$, a região B permite apenas o cálculo de $k_L a$ e a região D possibilita o cálculo apenas da área interfacial (ver itens 2.5.2.1 a 2.5.2.3).

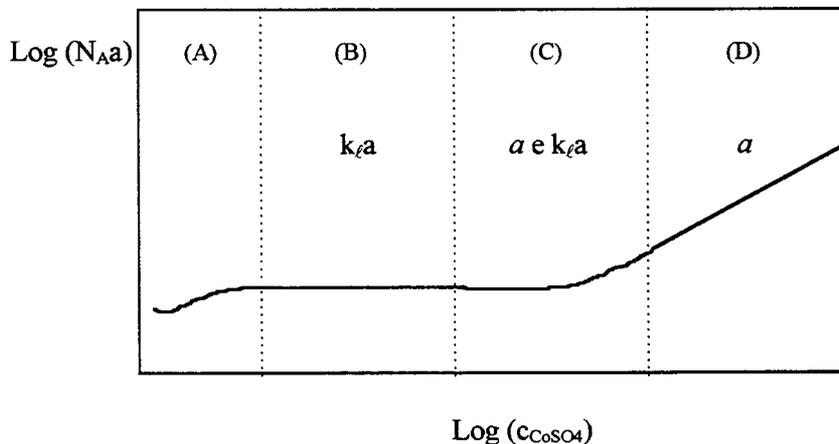


FIGURA 2.5 - Efeito da concentração de catalisador sobre a taxa de absorção de oxigênio em água

de WAAL & OKESON (1966) e WASSELINGH & van't HOOG (1970) estudaram a influência de impurezas presentes na água utilizada no preparo das soluções de sulfito sobre a constante de reação. Estes autores observaram que este parâmetro sofreu uma redução de 6% com a utilização de água da torneira, quando comparado ao uso de água destilada.

Como lembra LINEK & VACEK (1981), o pH da solução de sulfito tem influência sobre a constante de reação, uma vez que atua no seguinte equilíbrio de dissociação: $\text{HSO}_3^- \longleftrightarrow \text{SO}_3^{2-} + \text{H}^+$. Porém, na faixa de pH de interesse prático ($7,5 < \text{pH} < 9,0$) a razão $c_{\text{HSO}_3^-} / c_{\text{SO}_3^{2-}}$ varia de 6×10^{-3} a 2×10^{-4} , valores muito baixos para influenciar significativamente a velocidade da reação.

Há na literatura uma forte discordância entre os valores das constantes cinéticas de reação de oxidação de sulfito sob condições iguais de pH, temperatura, $c_{\text{Na}_2\text{SO}_3}$ e c_{CoSO_4} . Este fato deve-se em grande parte aos diferentes valores de solubilidade de oxigênio utilizados pelos pesquisadores na determinação experimental das constantes cinéticas a partir das taxas de absorção de oxigênio. LINEK & VACEK (1981) apresentaram uma correlação empírica, dada pela equação (2.19), para o cálculo da solubilidade de oxigênio em soluções de sulfito, cujo desvio padrão entre os valores calculados e os experimentais é de 1,9 %. Esta correlação é válida para uma faixa de temperatura de 15 a 35°C e concentração de sulfito de 0 a 1,0 M.

$$\alpha = 5,909 \times 10^{-6} \exp \left[\frac{1602,1}{T} - \frac{0,9407 c_B}{1 + 0,1933 c_B} \right] \quad (2.19)$$

Segundo LINEK & VACEK (1981) a constante cinética de reação pode ser calculada a partir de correlações empíricas que relacionam κ_n com o pH, c_{CoSO_4} e temperatura da solução de sulfito. A equação (2.20) apresenta uma relação para κ_n válida na faixa de pH de 8,0 a 9,1, com temperatura na faixa de 15 a 33°C e c_{CoSO_4} variando de 5×10^{-6} a 2×10^{-2} M. As constantes κ_n° , $c_{\text{CoSO}_4}^\circ$, pH° e T° são condições experimentais de referência.

$$\kappa_n = \kappa_n^\circ \left(\frac{\text{pH} - 7,9 + 0,04 (T + 273)}{\text{pH}^\circ - 7,9 + 0,04 (T + 273)} \right)^2 \frac{c_{\text{CoSO}_4}}{c_{\text{CoSO}_4}^\circ} \exp \left\{ - \frac{E_n}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^\circ} \right) \right\} \quad (2.20)$$

A taxa de absorção de oxigênio é geralmente calculada a partir de medidas de redução da concentração de íons sulfito durante os experimentos através de iodometria (titulação iodométrica). Em equipamentos que operam em ciclo fechado (vasos agitados em batelada, reatores tipo *loop*, dentre outros) esta redução é da ordem de 0,02 M, enquanto que em equipamentos que operam continuamente (ejetores, colunas de recheio e etc) este valor pode variar de 0,005 a 0,09 M, sendo geralmente dependente da razão ϕ . Quando esta razão é muito baixa, implicando em uma variação pequena na concentração de sulfito, a taxa de absorção pode ser medida com maior acurácia a partir da análise da concentração de oxigênio nos gases de entrada e saída e de sua vazão ao longo do equipamento. Por outro lado, uma redução acentuada no valor de c_B pode provocar uma forte redução na taxa de absorção de oxigênio (LINEK & VACEK, 1981).

Usando o modelo do filme gás-líquido, representado pela Figura 2.6, pode-se escrever o balanço de massa para o oxigênio dissolvido de acordo com a equação (2.21).

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Taxa molar} \\ \text{de entrada} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Taxa molar} \\ \text{de saída} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Taxa} \\ \text{reacional} \end{array} \right\} = 0$$

$$\left(A N_{Ax} \right) \Big|_x - \left(A N_{Ax} \right) \Big|_{x+\Delta x} - \kappa_n c_A^n A \Delta x = 0 \quad (2.21)$$

Reescrevendo a equação acima quando $\Delta x \rightarrow 0$, vem que:

$$\frac{dN_{Ax}}{dx} + \kappa_n c_A^n = 0$$

Em soluções diluídas o transporte de espécie A no filme líquido se dá por difusão molecular, o que permite desconsiderar o termo convectivo de N_{Ax} . Assim, a densidade de fluxo mássico pode ser aproximado na forma $N_{Ax} = -D_A \frac{dc_A}{dx}$, resultando na equação (2.22).

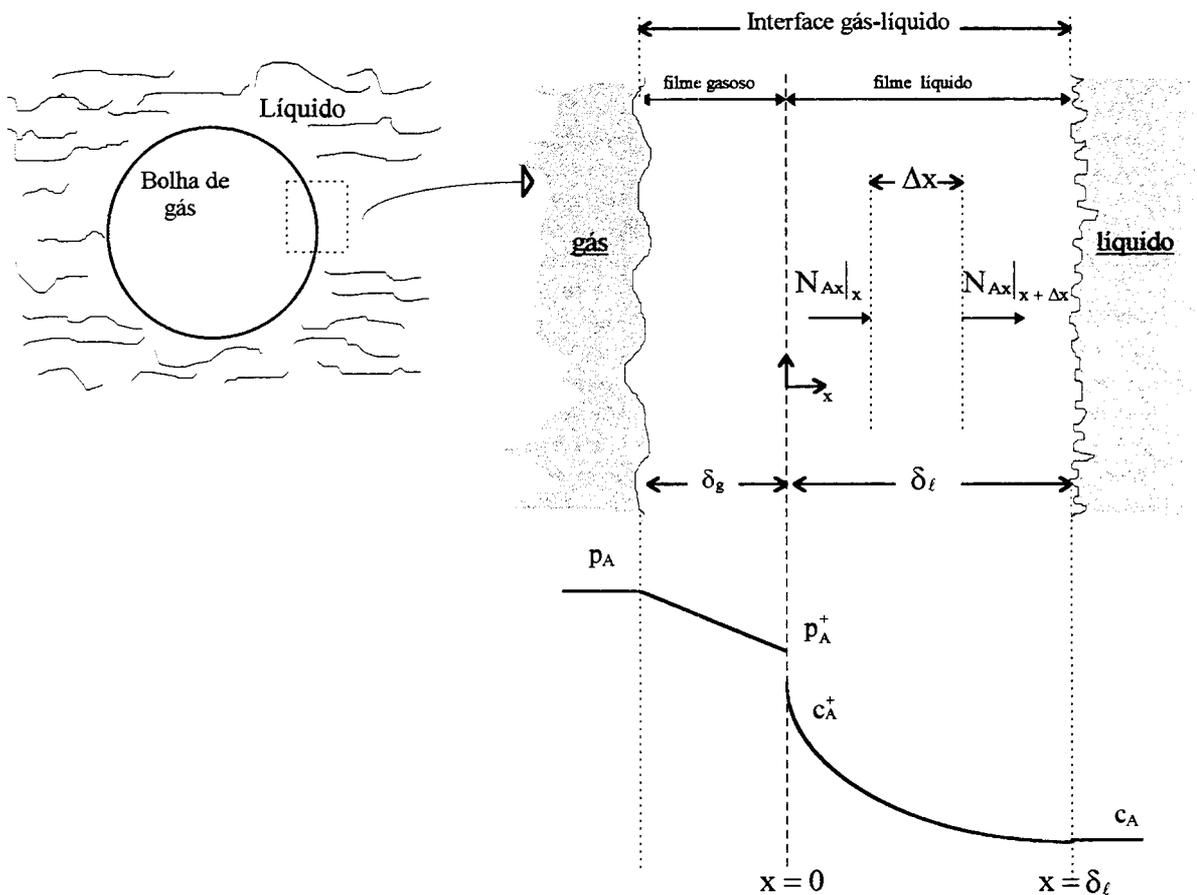


FIGURA 2.6 - Modelo para transferência de massa na interface gás-líquido

$$D_A \frac{d^2 c_A}{dx^2} - \kappa_n c_A^n = 0 \quad (2.22)$$

A equação diferencial anterior pode ser resolvida com as seguintes condições de contorno:

$$c_A = c_A^+ \quad \text{em} \quad x = 0 \quad (2.23)$$

$$-a D_A \left. \frac{dc_A}{dx} \right|_{x=\delta_\ell} = \kappa_n c_A^n \left(1 - \frac{1}{\beta} \right) \quad \text{em} \quad x = \delta_\ell \quad \text{onde} \quad \beta = \frac{V_\ell}{V_\delta} \quad (2.24)$$

A condição de contorno dada pela equação (2.24) estabelece que parte do oxigênio dissolvido reage no filme líquido e uma outra fração reage na solução.

A solução da equação (2.22), dada pela equação (2.25), é uma aproximação resultante da combinação de métodos numéricos e analíticos (CHARPENTIER, 1986a).

$$(N_A a) = a \left[\frac{2}{n+1} \kappa_n (c_A^+)^{n-1} D_A + k_\ell^2 \right]^{1/2} (c_A^+ - c_A) \quad (2.25)$$

onde $(N_A a)$ é definido como $(N_A a) = -a D_A \left. \frac{dc}{dx} \right|_{x=0} (c_A^+ - c_A)$.

2.5.2.1 Determinação da área específica a

De acordo com SHARMA & DANCKWERTS (1970), para que a reação de oxidação de sulfito seja suficientemente rápida, a fim de que o oxigênio absorvido reaja ainda no filme líquido da interface gás-líquido, através de uma reação de pseudo-ordem n , a equação (2.26) deve ser satisfeita.

$$Ha \geq 3 \quad (2.26)$$

Ainda, quando a velocidade de absorção física é muito menor que a velocidade de reação, de acordo com a equação (2.27)

$$k_\ell a c_A^+ \ll \kappa_n (c_A^+)^n \quad (2.27)$$

e atendendo à condição de que a concentração de oxigênio na solução de sulfito é zero ($c_A = 0$), a equação (2.25) pode ser reescrita na forma:

$$(N_A a) = a c_A^+ \left[\frac{2}{n+1} D_A \kappa_n (c_A^+)^{n-1} \right]^{1/2} \quad (2.28)$$

Desta forma, se a solubilidade, a difusividade e os dados cinéticos n e κ_n são conhecidos para o oxigênio, a área interfacial a pode ser determinada experimentalmente a partir de medidas da taxa de absorção $(N_A a)$ utilizando a equação anterior.

Esta situação é denominada regime de alta taxa de reação e está identificada na Figura 2.5 pela região D, onde a velocidade de reação é uma função linear da concentração de catalisador.

2.5.2.2 Determinação simultânea de a e $k_{\ell}a$

O método para a determinação simultânea de a e $k_{\ell}a$ baseia-se na medida da taxa de absorção de oxigênio com diferentes valores de κ_n ($n=1$ ou $n=2$) na região onde o tempo de contato gás-líquido e a taxa de reação têm efeitos significativos sobre o coeficiente de transferência de massa. Nesses casos, a equação (2.25) pode ser reescrita na forma das equações (2.29) e (2.30) para $n=1$ e $n=2$, respectivamente.

$$N_A a = a c_A^+ [D_A \kappa_1 + k_{\ell}^2]^{1/2} \quad (2.29)$$

$$N_A a \cong a c_A^+ \left[\frac{2}{3} D_A \kappa_2 c_A^+ + k_{\ell}^2 \right]^{1/2} \quad (2.30)$$

Estas equações podem ser utilizadas para a construção dos diagramas de Danckwerts, a partir dos quais os parâmetros a e $k_{\ell}a$ podem ser calculados por meio de uma regressão linear, conforme indicado na Tabela 2.5. Este método pode ser identificado na Figura 2.5 pela região C.

LINEK (1975) esclarece que enquanto a equação (2.29) é uma solução exata da equação (2.25), baseada no modelo de renovação superficial (*surface renewal model*) com $c_A=0$, a equação (2.30) é apenas uma aproximação e requer o cálculo de um fator de correção para a estimativa dos parâmetros a e $k_{\ell}a$ a partir dos diagramas de Danckwerts. Este autor observa que o valor destes fatores depende dos valores de Ha e β utilizados na condução dos experimentos. O fator de correção para a área interfacial nunca excede 5 %, porém as correções para $k_{\ell}a$ variam na faixa de -4 a 90 %. Segundo CHARPENTIER (1986b) este método deve ser aplicado com cautela pois o valor de k_{ℓ} pode ser influenciado pelas taxas de reação química.

LINEK (1975), estudando misturas de O_2 e N_2 em diferentes proporções, concluíram que os valores de a calculados através das equações (2.28) e (2.30)

apresentaram valores idênticos. Estes experimentos foram conduzidos em um reator gás-líquido agitado.

TABELA 2.5

Resultados extraídos a partir dos diagramas de Danckwerts

n	Plotando-se: →	Calcula-se $[f(x) = \omega x + \xi]$:	Aplicações
1	$(N_A a)^2$ vs κ_1	$\omega = (a c_A^+)^2 D_A$; $\xi = (k_\ell a c_A^+)^2$	Absorção de gases puros
	$(N_A a / c_A^+)^2$ vs κ_1	$\omega = a^2 D_A$; $\xi = (k_\ell a)^2$	Absorção de gases diluídos
2	$(N_A a)^2$ vs κ_2	$\omega = 2/3 D_A a^2 (c_A^+)^3$; $\xi = (k_\ell a c_A^+)^2$	—————

2.5.2.3 Determinação de $k_\ell a$

LINEK & VACEK (1981) observaram que quando a equação (2.18) é atendida, juntamente com a condição dada pela equação (2.31).

$$Ha < 0,3 \quad (2.31)$$

Ocorre que o componente A absorvido não reage no filme líquido da interface gás-líquido e a equação (2.25) pode ser reescrita na forma da equação (2.32).

$$(N_A a) = c_A^+ k_\ell a \quad (2.32)$$

Assim, o valor de $k_\ell a$ pode ser calculado a partir da medida experimental da taxa de absorção específica ($N_A a$) e do valor da solubilidade da espécie A nas condições do experimento.

Este regime de reação, denominado reação irreversível lenta, é rápida o suficiente para reduzir a concentração de oxigênio em solução a um valor efetivamente

próximo a zero. Este método pode ser identificado pela região B na Figura 2.5, onde a taxa de absorção de oxigênio é independente da concentração de catalisador.

2.5.3 Método da aeração transiente para medida de $k_{\ell}a$

Para a otimização de um dado equipamento de aeração, a análise do coeficiente global de transferência de massa ($k_{\ell}a$) é o critério mais comumente utilizado industrialmente, sendo este parâmetro geralmente medido em água da torneira por meio do método da aeração transiente, realizado em três etapas:

- (1) A água deve ser desoxigenada até a obtenção de $c_A = 0$ com a utilização de sulfito de sódio (Na_2SO_3), cuja reação é catalisada por cátions de cobalto (CoCl_2 ou CoSO_4) de acordo com a equação (2.14). Observa-se que a razão mássica estequiométrica entre Na_2SO_3 e O_2 é 7,9, ou seja, teoricamente 7,9 ppm de sulfito são requeridos para reduzir em 1 ppm a concentração de oxigênio dissolvido em fase aquosa. Deve-se, ainda, proporcionar uma concentração mínima de 1,5 ppm de Co^{+2} . Estes íons devem ser adicionados com um excesso de 20% em solução aquosa;
- (2) Após a concentração de oxigênio atingir nível zero a aeração deve ser iniciada, medindo-se a partir desse instante a sua variação em função do tempo por meio de um método instrumental (ex: oxímetro polarográfico);
- (3) Os resultados devem ser analisados de acordo com a equação (2.33) na sua forma integrada, onde o parâmetro $k_{\ell}a$ pode ser calculado a partir de uma regressão linear em escala mono- \ln entre $(c_A^+ - c_A)$ e o tempo de amostragem.

$$\frac{dc_A}{dt} = k_{\ell}a(c_A^+ - c_A) \quad (2.33)$$

A forma integrada da equação (2.33) pode ser obtida por separação de variáveis, assumindo que $k_{\ell}a$ seja independente do tempo de amostragem, resultando em:

$$\ln(c_A^+ - c_A) = -(k_{\ell}a)t + \text{cte}$$

2.5.4 Método da dessorção de oxigênio para determinação de $(k_{\ell}a)_{ej}$

Para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$, CRAMERS et al. (1992b) e DIRIX & van der WIELE (1990) utilizaram o método da dessorção de oxigênio na fase líquida previamente saturada, empregando uma corrente de nitrogênio gasoso puro admitida como fluido secundário no ejetor.

Os valores de $k_{\ell}a$ obtidos pelo método da dessorção de oxigênio referem-se localmente ao ejetor (razão pela qual deve-se adicionar um sub-índice ao $k_{\ell}a$ na forma $(k_{\ell}a)_{ej}$ ou $(k_{\ell}a)_{local}$), uma vez que as medidas de concentração são tomadas na entrada e na saída do equipamento, isolando, assim, qualquer efeito de cisalhamento da fase gasosa na mistura bifásica sobre o valor do parâmetro medido, situação comumente observada em válvulas, conexões, elementos filtrantes, nos instrumentos de medida, nos rotores das bombas centrífugas e no choque do jato de líquido sobre uma lâmina d'água qualquer presente no sistema.

A redução da concentração de oxigênio na fase líquida pode ser descrita pela equação (2.34), enquanto o balanço material para o oxigênio é dado pela equação (2.35).

$$Q_{\ell} \frac{dc_A}{dV_{ej}} = (k_{\ell}a)_{ej} (c_A^+ - c_A) \quad (2.34)$$

$$Q_{\ell} (c_{A,o} - c_A) = Q_g c_{A,g} = Q_g He c_A^+ \quad (2.35)$$

Combinando as equações acima e resolvendo a equação diferencial resultante (ver Apêndice C), surge:

$$\frac{(Q_{\ell} + Q_g He) c_A - Q_{\ell} c_{A,o}}{Q_g He c_{A,o}} = \exp \left[- (k_{\ell}a)_{ej} \tau_{ej} \right] \quad (2.36)$$

$$\text{onde } \tau_{ej} = \frac{V_{ej}}{Q_{\ell}} \left(\frac{Q_{\ell}}{Q_g He} + 1 \right)$$

Mas na equação (2.36) o termo $\frac{Q_l c_A}{Q_g He_{c_{A,o}}} \ll 1$, o que permite reescrevê-la na forma:

$$\frac{c_A}{c_{A,o}} = \frac{Q_l}{Q_g He} + \exp\left[-(k_l a)_{ej} \tau_{ej}\right] \quad (2.37)$$

Esta equação é adequada para o cálculo de $(k_l a)_{ej}$ a partir de medidas diretas das concentrações de oxigênio dissolvido entre dois pontos quaisquer, permitindo o cálculo de $k_l a$ de forma localizada no equipamento.

As equações (2.34) e (2.35) podem ser aplicadas com segurança aos ejetores líquido-gás, uma vez que as hipóteses abaixo são atendidas (DIRIX & van der WIELE, 1990):

- as fases gasosa e líquida movimentam-se na câmara de mistura de forma concorrente em escoamento pistonado;
- a vazão de gás é constante;
- o gás nitrogênio usado na dessorção é puro;
- a resistência à transferência de massa no filme gasoso é desprezível.

Durante as medidas experimentais da concentração de oxigênio dissolvido deve-se ter o cuidado de evitar o contato do eletrodo polarográfico com as bolhas de gás, situação que gera grande instabilidade no sinal elétrico emitido pelo sensor.

É importante frisar que este método não pode ser aplicado à absorção de oxigênio atmosférico pela fase líquida, pois a equação (2.35) não é válida nesta situação.

2.5.5 Método físico para medida da área interfacial a

A medida local da área interfacial de contato gás-líquido pode ser determinada indiretamente por técnicas de transmissão ou reflexão de luz. Esta última tem grande

aplicação em sistemas que apresentam grande densidade ótica, como é o caso das colunas de pratos perfurados e ejetores líquido-gás (CHARPENTIER, 1986b).

2.5.6 Métodos físicos para medida do tamanho médio de bolhas

2.5.6.1 Fotografia

O diâmetro médio de Sauter das bolhas dispersas na mistura bifásica é normalmente determinado por meio de uma análise estatística de fotomicrografias ou pela técnica de fotografia com *flash* de alta velocidade, realizadas através das paredes transparentes da câmara de mistura. Em algumas situações são utilizadas sondas no interior do equipamento (CHARPENTIER, 1986b). A técnica de fotografia fornece valores locais do tamanho de bolhas e não é aplicada em situações onde o valor do coeficiente de retenção do gás é muito baixo.

2.5.6.2 Método da sonda

Este método tem grande aplicação no caso em que as bolhas de gás são grandes o suficiente para sofrerem alguma deformação, impossibilitando a interpretação dos dados por fotografia. O método consiste na instalação de quatro sondas (resistências elétricas) no interior do equipamento, sendo uma concêntrica e três defasadas 120° entre si. A sonda concêntrica é instalada com um deslocamento longitudinal conhecido em relação às demais (esta sonda está à frente das outras), o que permite a emissão de um pico de tensão, defasado em relação aos picos gerados pelas outras três, quando colide com a bolha. Assim, a partir da velocidade de ascensão da bolha e do tempo de deslocamento entre as sondas, é possível o cálculo do seu diâmetro (OTAKE et al., 1981).

2.6 Métodos físicos para medida do coeficiente de retenção

2.6.1 Leitura direta no equipamento

A determinação do coeficiente de retenção do gás pode ser realizada através da leitura direta da altura da mistura bifásica no escoamento vertical (Z_m) e da altura do

líquido sem fase gasosa contido naquela mistura (Z_ℓ). O coeficiente de retenção médio é dado pela equação (2.38), fornecendo um valor global para o equipamento.

$$\varepsilon_g = \frac{Z_m - Z_\ell}{Z_m} \quad (2.38)$$

Este método não é adequado para sistemas formadores de espuma, uma vez que as medidas não oferecem boa acurácia, sendo reportados desvios de até 20% no valor de ε_g (CHARPENTIER, 1986b).

A medida da altura de líquido sem fase gasosa pode ser realizada com a interrupção instantânea e simultânea das vazões de gás aspirado, fluido primário e descarga do ejetor por meio de válvulas solenóides ligadas a uma mesma chave elétrica, desde que estas válvulas não forneçam uma perda de carga demasiadamente prejudicial ao escoamento.

2.6.2 Atenuação de raio gama

O coeficiente de retenção de gás pode também ser determinado através de medidas locais e indiretas através da técnica de atenuação de raio gama (fonte de césio 137) incidente na mistura bifásica em escoamento na câmara de mistura do ejetor. A intensidade de radiação transmitida é relacionada com a radiação incidente através da equação de Beer (TOBINAGA, 1979):

$$I = I_0 \exp(-\lambda \rho \ell) \quad (2.39)$$

O coeficiente de retenção é obtido a partir da medida da densidade do meio, variáveis relacionadas entre si através de uma curva de calibração construída a partir dos dados obtidos na câmara de mistura nas situações de escoamento apenas de líquido e apenas de gás.

FELDMAN (1989) esclarece que a incidência de radiação sobre polímeros do tipo acrílico (PMMA - polimetacrilato de metila) deve ser conduzida com bastante cuidado, pois apesar de pequenas doses de radiação aparentemente não produzirem

alterações microestruturais no polímero, este material geralmente apresenta fissuras com uma exposição prolongada à radiação. Neste processo algumas cadeias são quebradas, gerando radicais e moléculas livres na microestrutura, cujo efeito será a alteração da densidade ótica do material.

CAPÍTULO 3

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 EQUIPAMENTO

3.1.1 Concepção e dimensionamento do ejetor

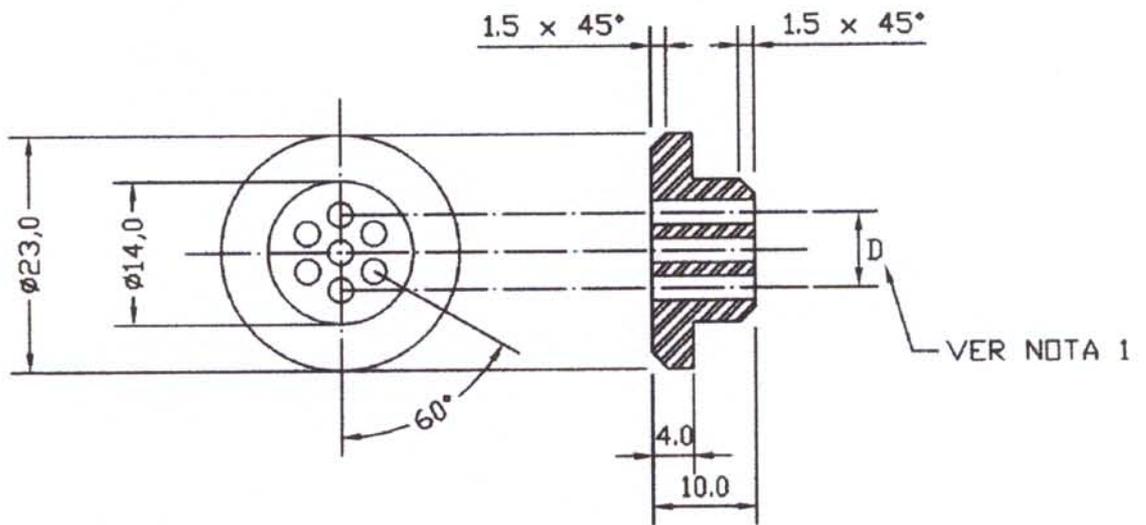
O ejetor estudado foi construído em acrílico incolor, sendo algumas de suas peças usinadas e outras adquiridas diretamente de fornecedores tradicionais no comércio varejista. O desenho mecânico do equipamento resultou em doze peças unidas entre si por meio de uma cola fabricada em laboratório com raspas de acrílico e clorofórmio.

O emprego de um material construtivo transparente objetivou a visualização direta dos regimes de escoamento obtidos no interior da câmara de mistura. O Anexo 1 apresenta algumas propriedades mecânicas do acrílico, fundamentais para o projeto mecânico de tais equipamentos, assim como informações sobre a sua compatibilidade química com diversas classes de compostos químicos.

O ejetor foi concebido para operar com o seu eixo longitudinal instalado na direção vertical com escoamento descendente, cuja vazão nominal de projeto foi de 2,0 m³/h para o fluido primário.

A admissão do fluido secundário na câmara de sucção ocorre por auto-aspiração, entrando preliminarmente em uma casca cilíndrica, através de quatro orifícios, e em seguida distribuído na região de contato com o jato de líquido por meio de 16 orifícios dispostos perifericamente (defasados 22°30' entre si) em uma outra casca cilíndrica concêntrica e de menor diâmetro que a primeira, ambas coladas numa mesma base, em cujo centro o jato é descarregado. Esta configuração permite uma dispersão mais homogênea da fase gasosa na região de *mixing-shock*.

Foram construídos três bicos do tipo hepto-orifício (um orifício central e seis periféricos defasados 60° entre si). A Figura 3.1 apresenta o desenho mecânico dos bicos e a Figura 3.2 ilustra tais peças fabricadas por usinagem.



Bico	d_b (mm)	Nota 1 - D (mm)	A_T ($\times 10^5$ m ²)
1	2,4	7,4	3,1667
2	2,8	8,4	4,3103
3	3,4	8,8	6,3550

FIGURA 3.1 - Desenho mecânico dos bicos

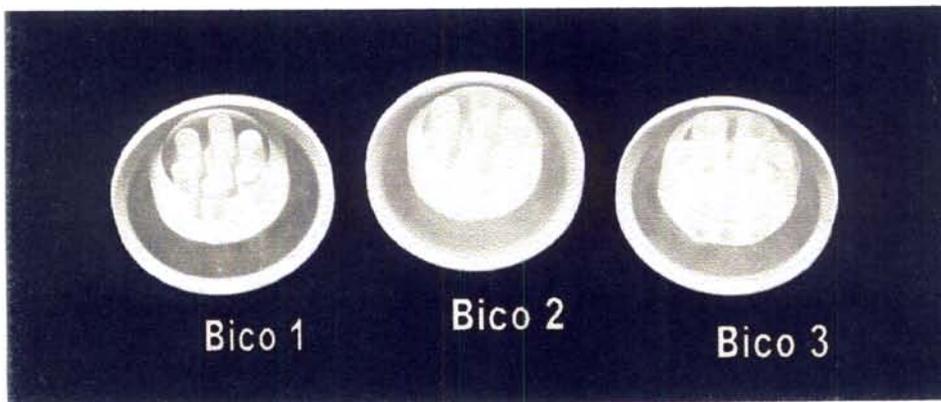


FIGURA 3.2 - Bicos fabricados por usinagem conforme Figura 3.1

Os bicos multiorifício são conectados ao ejetor por encaixe e vedados por *oring*, permitindo a sua troca de forma bastante simplificada, dando grande flexibilidade operacional ao ejetor. Assim, foi possível variar a vazão do equipamento na faixa de 0,150 a 2,30 m³/h, com uma velocidade de jato de fluido primário na faixa de 1,20 a 13,5 m/s.

As relações geométricas adotadas no dimensionamento do ejetor estudado foram adaptadas dos resultados publicados por TEIXEIRA et al. (1992), apresentadas na Tabela 3.1.

TABELA 3.1

Relações geométricas adotadas no dimensionamento do ejetor

Relação geométrica	Valor adotado
d_{multi}/d_t	0,55
α_{cone}	12°
d_p/d_t	2,0
L_t/d_t	15,0
α_d	6°

A Figura 3.3 apresenta o desenho explodido do ejetor líquido-gás proposto, enquanto a Tabela 3.2 apresenta a lista de material necessária para a sua montagem. A Figura 3.4 apresenta uma fotografia do ejetor líquido-gás montado.

3.1.2 Montagem e instalação dos equipamentos e acessórios

A Figura 3.5 apresenta um desenho esquemático do sistema experimental proposto para a realização dos experimentos descritos nos itens 3.2 e 3.3, enquanto a Figura 3.6 o ilustra fotograficamente após a sua montagem na Planta Piloto do

Neste esquema, o fluido primário era bombeado pela bomba centrífuga B₁ (WORTHINGTON modelo D-820 com rotor de 5,90", acoplada a um motor gaiola de esquilo WEG com potência de 7,5 HP e 3500 RPM/220 V – Brasil), cuja vazão foi inicialmente controlada por meio de um sistema de *by-pass* através das válvulas V₁ e V₂ (GROFE tipo globo de 1" com corpo em bronze e vedação em teflon – Brasil). A medida de vazão foi realizada pelos rotâmetros R₁ (GILMONT modelo 32040-50 para água com corpo em latão e flutuador em aço inox, faixa de vazão de 2 a 20 ℓpm – USA) e R₂ (OMEL Nº 81148-B para água com flutuador em aço inox e escala de 150 a 1500 ℓph – Brasil), instalados em paralelo. A pressão e temperatura foram medidas, respectivamente, pelo manômetro M₁ (RECORD tipo Bourdon, corpo em bronze e escala de 0 a 6,0 kgf/cm² – Brasil) e pelo termômetro T₁ (RECORD tipo bimetálico com corpo em bronze e escala de 0 a 100 °C – Brasil), entrando em seguida no ejetor EJ₁. As válvulas V₃ e V₄ (GROFE tipo globo de ½" com corpo em bronze e vedação em teflon – Brasil) permitem um ajuste fino da vazão de líquido em cada um dos rotâmetros R₁ e R₂.

Após passar pela válvula V₂ a água era admitida em um filtro de linha industrial (METEK corpo de 13" de diâmetro e entrada nominal de 1", modelo 01508-70 – USA) com meio filtrante tipo cartucho em polipropileno (METEK com diâmetro de corte de 1 µm, modelo 29802-23 – USA).

A vazão de ar admitida no ejetor foi controlada manualmente através da válvula V₆ (NIAGARA tipo globo de ½" com corpo em bronze e vedação em teflon – Brasil) e medida através do rotâmetro R₃ (GILMONT modelo 32040-40 para ar com corpo em latão e flutuador em aço inox, faixa de vazão de 5 a 120 ℓpm ou GILMONT com corpo e flutuador em vidro, faixa de vazão de 0,5 a 10 ℓpm – USA). A pressão no interior da câmara de sucção foi medida através do vacuômetro M₂ do tipo tubo em "U", com opção para utilizar água tingida com permanganato de potássio ou mercúrio. Após passar por esse instrumento, a corrente de ar era então admitida por auto-aspiração no ejetor EJ₁.

Na entrada do fluido primário no ejetor foi instalada a válvula solenóide V₅ (VALCON tipo SO-10 Nº 9500/220 V e entrada de ½" – Brasil), permitindo a interrupção instantânea do escoamento de líquido e de gás. Este mecanismo é de grande utilidade na

leitura da altura de líquido presente na mistura bifásica (sem fase gasosa), fundamental para o cálculo do coeficiente de retenção do gás.

A mistura bifásica descarregada pelo ejetor, após passar pela válvula V_7 (DECA tipo esfera de 1" com corpo em bronze – Brasil) e por um trecho de 10 cm de tubulação de 1" de diâmetro nominal, era admitida em um vaso de separação gás-líquido T_2 em pressão atmosférica, cuja lâmina d'água era mantida 20 cm abaixo da extremidade do tubo de saída. A fase líquida era, então, bombeada de volta ao tanque T_1 por meio da bomba centrífuga B_2 (COLE-PARMER CF8M Série 7112 com rotor em aço inox, acoplada a um motor BALDON ELECTRIC com potência de 1 HP e 3450 RPM/110V – USA).

Os rotâmetros R_1 e R_2 foram recalibrados em bancada utilizando o mesmo fluido empregado nos experimentos (água da torneira), medindo-se a massa de água transportada em um determinado período de tempo para um tanque previamente tarado e registrando a respectiva posição do flutuador na escala do rotâmetro. Em relação às curvas de calibração dos fabricantes, houve um desvio médio de 10 % para os dois rotâmetros.

A pressão atmosférica no local dos experimentos foi medida por meio de um barômetro tipo aneróide (FISHER modelo 104 – Alemanha), indicando uma pressão média de 714 ± 3 mmHg.

3.1.3 Aspectos operacionais do ejetor

A razão entre as vazões volumétricas de fluido secundário e primário foi variada na faixa de 0,10 a 1,60. Tanto o gás quanto o líquido foram sempre admitidos no ejetor com vazão constante, ou seja, com os escoamentos em regime estacionário. Também, todos os registros fotográficos no interior da câmara de mistura foram realizados com as fases gasosa e líquida entrando no ejetor em regime estacionário.

Os experimentos realizados com o ejetor foram inicializados na situação de transição entre os escoamentos coaxial e bifásico homogêneo e finalizados na situação em que começava a ocorrência de inundação da câmara de sucção. Assim, a altura em que havia o choque do jato com a parede da câmara de mistura (região de *mixing-shock*) foi variada ao longo de todo o comprimento da câmara de mistura, iniciando com $h/L_t=1,0$

(interseção da câmara de mistura com o difusor) e terminando o experimento com $h/L_t=0$ (interseção das câmaras de mistura e sucção). Na maioria dos casos, quando as válvulas V_6 e V_7 eram simultaneamente mantidas 100% abertas, não havia choque espontâneo do jato na câmara de mistura. Nestas situações a ocorrência do choque era induzida por meio de um estrangulamento da válvula V_7 até que a zona de *mixing-shock* fosse estabelecida no ponto $h/L_t=1,0$. A partir desse ponto a altura de choque era alterada apenas através da manipulação do valor da pressão absoluta na câmara de sucção por meio da válvula V_6 .

Os experimentos foram conduzidos em temperatura ambiente, dentro de uma média de $33,3 \pm 3,1$ °C.

Todos os ensaios foram realizados com água da torneira como fluido primário (salinidade de 0,1% e 4 ppm em Cl) e ar atmosférico como fluido secundário, exceto para as medidas locais de $(k_z a)_{ej}$, quando se utilizou nitrogênio comercial com pureza de 99,9% (WHITE MARTINS - Brasil). Este último gás foi admitido na câmara de sucção por meio de uma válvula de três vias conectada de um lado a um coletor de gases com válvula ON/OFF e capacidade para 37,7 litros (COLE-PARMER modelo 01409-15/24"x 24" - USA) e por outro, ao ar atmosférico ambiente.

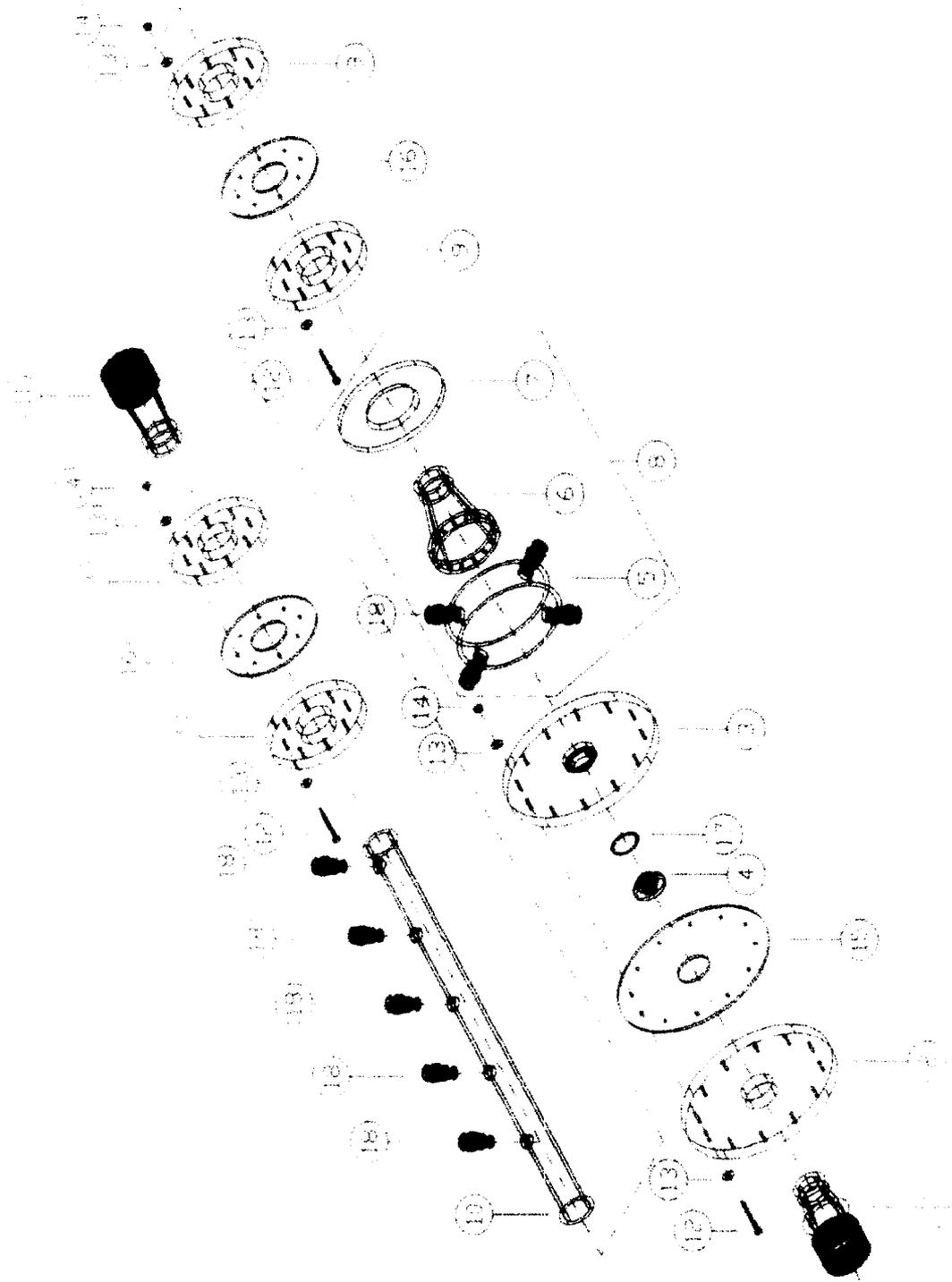


FIGURA 3.3 - Desenho explodido do ejetor líquido-gás estudado

TABELA 3.2

Lista do material necessário à montagem do ejetor conforme Figura 3.3

Referência*	Descrição	Quantidade
1	Redução concêntrica, rosca 1"	1
2	Flange de face plana	1
3	Flange de face plana para encaixe do bico	1
4	Bico	1
5	Cilindro externo da câmara de sucção	1
6	Cone interno da câmara de sucção	1
7	Anel de vedação da câmara de sucção	1
8	Conjunto da câmara de sucção	1
9	Flange de face plana	4
10	Tubo cilíndrico circular	1
11	Difusor, rosca 1"	1
12	Parafuso de cabeça cilíndrica	28
13	Arruela de face plana	56
14	Porca sextavada	28
15	Junta de borracha SBR	1
16	Junta de borracha SBR	2
17	<i>Oring</i> de borracha	1
18	Conexão poli-flo 3/8"	9

(*) veja desenho explodido - Figura 3.3

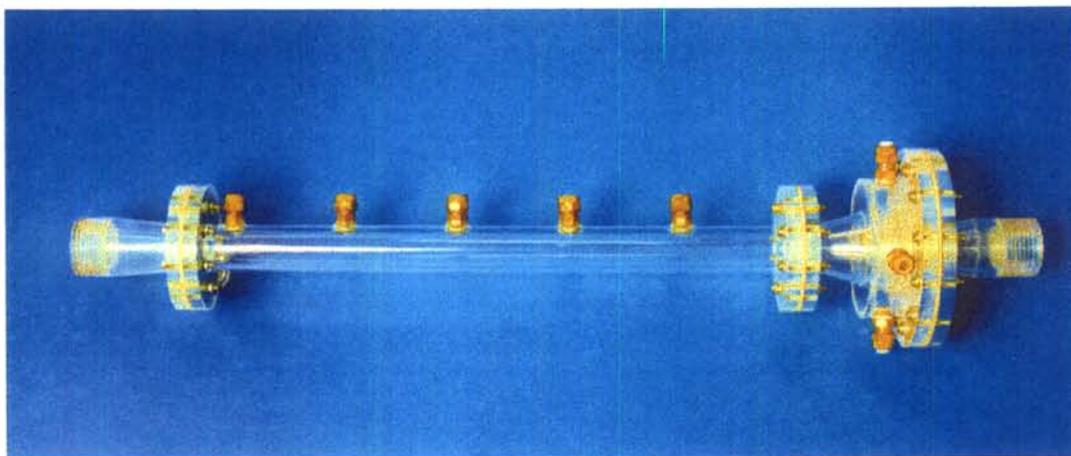


FIGURA 3.4 - Fotografia do ejetor líquido-gás montado

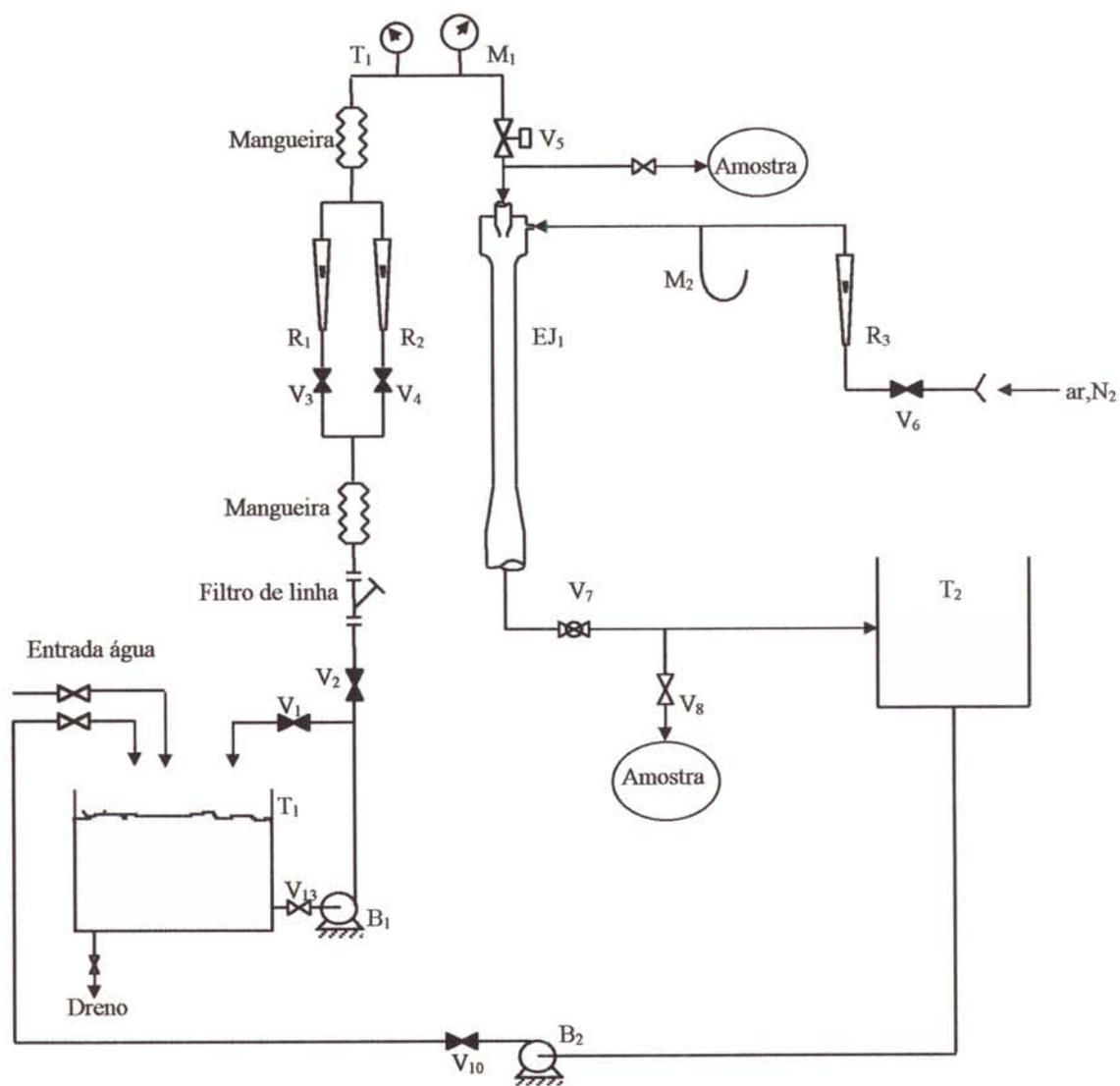


FIGURA 3.5 - Fluxograma esquemático do sistema experimental

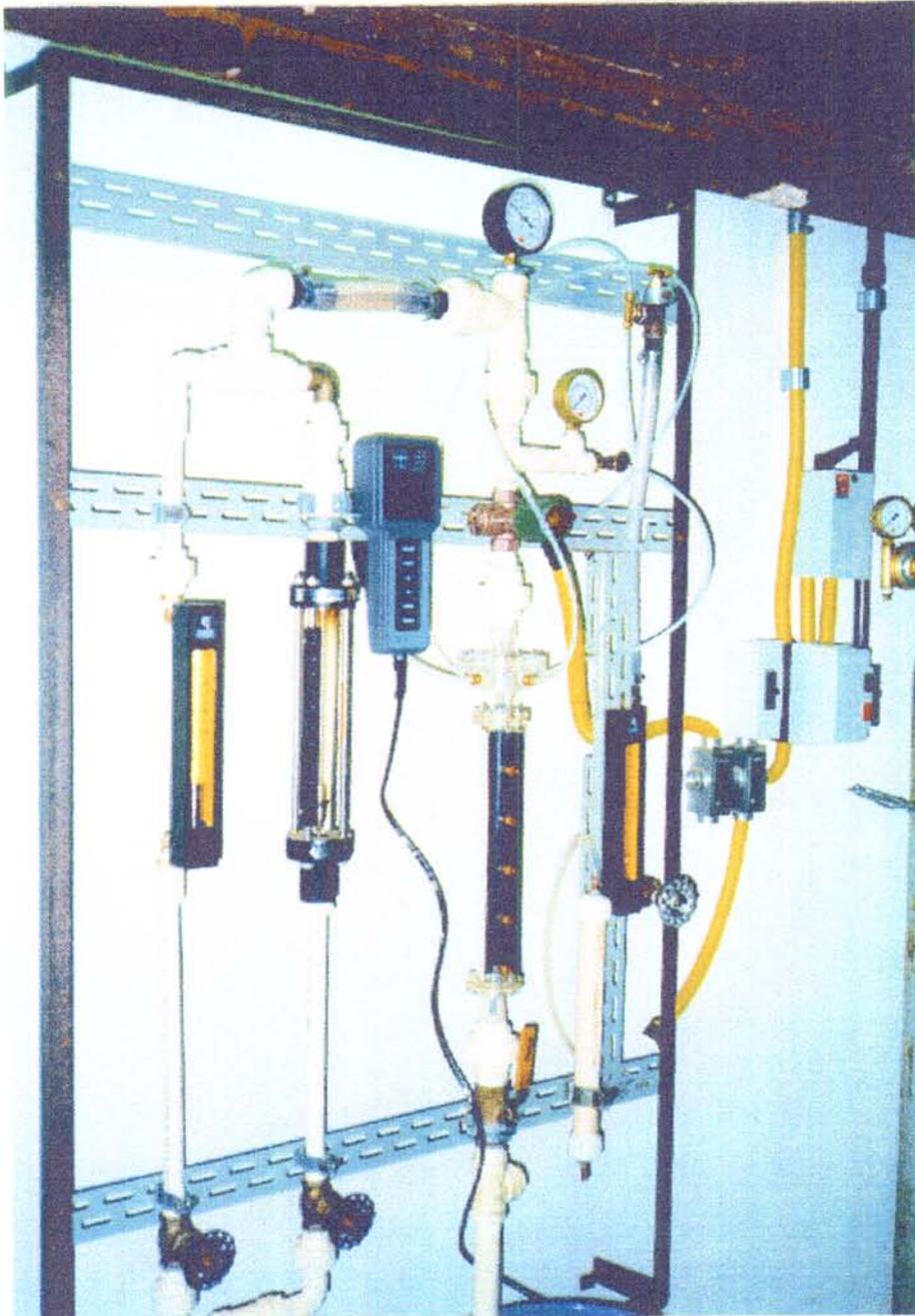


FIGURA 3.6 - Fotografia do sistema experimental montado

3.2 CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA DO EJETOR

Esta etapa foi realizada com os seguintes objetivos: (1) mapear os tipos gerais de escoamento em função das principais variáveis operacionais, (2) identificar a pressão requerida no bombeamento do fluido primário e (3) propor correlações para a capacidade de auto-aspiração do ejetor.

3.2.1 Mapeamento dos tipos gerais de escoamento

Os tipos gerais de escoamento obtidos no interior da câmara de mistura estão relacionadas com um grande número de variáveis operacionais, cuja dependência foi observada e registrada através do estudo da relação entre:

- (1) **Vazão de ar vs Vazão de água (Q_g vs Q_ℓ).** Objetivo: construir as curvas de operação hidráulica do ejetor para os três bicos utilizados, mapeando as regiões de domínio onde ocorrem escoamento bifásico homogêneo e inundação da câmara de sucção. A variável Q_g foi manipulada pela válvula V_6 e Q_ℓ , pelas válvulas V_3 e V_4 . ($Q_g=[0,04, 1,80]$ m³/h e $Q_\ell=[0,30, 2,30]$ m³/h - ver Figuras 4.4a, 4.4b e 4.4c).
- (2) **Razão ar/água vs Vazão de água (ϕ vs Q_ℓ).** Objetivo: levantar as mesmas regiões de domínio do ensaio (1), para os três bicos utilizados, em função da razão volumétrica gás/líquido. A variável ϕ foi manipulada através da operação manual da válvula V_6 e a vazão de água, pela operação manual das válvulas V_3 e V_4 . ($\phi \approx [0,13, 1,60]$ e $Q_\ell=[0,30, 2,30]$ m³/h - ver Figuras 4.5a, 4.5b, 4.5c e 4.7).
- (3) **Pressão estática na câmara de sucção vs Altura do choque do jato na câmara de mistura (P_s vs h/L_t).** Objetivo: registrar a variação de pressão estática absoluta na câmara de sucção em função da altura do choque do jato na câmara de mistura, para cinco diferentes velocidades do jato, cobrindo o domínio de vazão de água estabelecido para cada bico. A altura do choque e a pressão na câmara de sucção foram manipuladas por meio da válvula V_6 , uma vez que ambas estão relacionadas com a vazão de ar. ($P_s=[75,0, 95,0]$ kPa e $h/L_t=[0, 1,0]$ - ver Figuras 4.8a, 4.8b e 4.8c).

- (4) **Vazão de ar vs Pressão estática na câmara de sucção (Q_g vs P_s).** Objetivo: complementar o ensaio (3), registrando a vazão de ar em cada um dos pontos experimentais daquele ensaio, para cada condição de velocidade nos três bicos empregados. Os dados experimentais resultantes foram utilizados no ensaio (4) do item 3.2.3. ($Q_g=[0,04, 2,40]$ m³/h e $P_s=[75,0, 95,0]$ kPa).

3.2.2 Pressão requerida no bombeamento

Esta etapa objetivou o conhecimento da relação funcional entre Q_ℓ vs P_ℓ e ϕ vs P_ℓ , sendo possível dimensionar o sistema de bombeamento a partir da razão ar/líquido requerida no projeto ou pela vazão de líquido nominal desejada. Para tal, foi estudada a relação entre:

- (1) **Pressão da água antes do bico vs Vazão de água (P_ℓ vs Q_ℓ).** Objetivo: levantar a curva hidráulica característica do ejetor para os três bicos estudados. A vazão de água foi manipulada por meio das válvulas V_3 e V_4 e medida através dos rotâmetros R_1 e R_2 . A pressão estática da água foi medida por meio do manômetro M_1 . ($P_\ell^{man}=[0,20, 2,00]$ kgf/cm² e $Q_\ell=[0,30, 2,30]$ m³/h - ver Figura 4.9).
- (2) **Razão volumétrica ar/água vs Inverso da raiz quadrada da pressão da água antes do bico (ϕ vs $1/\sqrt{P_\ell}$).** Objetivo: relacionar estas variáveis de acordo com a equação (2.3), permitindo o cálculo da pressão mínima de líquido necessária para a ocorrência de auto-aspiração do gás pelo jato de água na câmara de sucção do ejetor. Estes dados devem ser levantados para uma dada pressão estática na câmara de sucção e foram medidos para cada um dos bicos estudados. Neste experimento a vazão de líquido foi manipulada por meio das válvulas V_3 e V_4 , enquanto a pressão estática na câmara de sucção foi mantida constante para cada diferente condição de vazão. O valor de Q_g foi medido pelo rotâmetro R_3 e o valor de P_ℓ , por meio do manômetro M_1 . ($\phi \approx [0,13, 0,90]$, $P_s=[75,0, 95,0]$ kPa e $P_\ell=[0,25, 0,90]$ kgf/cm² - ver Figuras 4.10a, 4.10b e 4.10c).

3.2.3 Correlações para a predição da capacidade de auto-aspiração do ejetor

A capacidade de auto-aspiração do ejetor com admissão de ar sob condições atmosféricas foi estudada a partir da correlação de vários grupos adimensionais de acordo com os resultados das análises dimensionais descritas nos Apêndices A e B. Seguem abaixo os experimentos realizados nessa etapa:

- (1) **Número de Reynolds do jato de água vs Número de Reynolds do ar na entrada da câmara de sucção (Re_{jato} vs $Re_{g,s}$).** Objetivo: confirmar a relação de linearidade entre estes dois grupos em escala di-log, para cada bico estudado, como condição necessária para tornar válida a equação (A.15), utilizada na simplificação da equação (A.14), resultante da análise dimensional. ($Re_{\text{jato}} = [6.000 , 40.000]$ e $Re_{g,s} = [20 , 2.000]$ - ver Figuras 4.12a, 4.12b e 4.12c).
- (2) **Número de Reynolds do ar na entrada da câmara de sucção vs Número de Euler do ar na entrada da câmara de sucção ($Re_{g,s}$ vs $Eu_{g,s}$).** Objetivo: confirmar a relação de linearidade entre estes dois grupos em escala di-log, para cada um dos três bicos estudados, visando validar a hipótese da equação (A.16), útil na simplificação da equação (A.14), resultante da análise dimensional. ($Re_{g,s} = [20 , 2.000]$ e $Eu_{g,s} = [200 , 500.000]$ - ver Figuras 4.13a, 4.13b e 4.13c).
- (3) **($M_R \times Mo^{b_2}$) vs ($Eu_{g,s}$).** Objetivo: relacionar a razão mássica ar-água com os dois grupos adimensionais resultantes da análise dimensional por meio da equação (A.17), para cada bico estudado, resultando em uma equação linear em escala di-log. ($M_R \times Mo^{b_2}$)_ℓ = [0,04 , 0,30] e ($Eu_{g,s}$) = [200 , 500.000] - ver Figuras 4.11a, 4.11b e 4.11c.
- (4) **($\frac{\rho_\ell Q_g}{\mu_\ell d_b}$) vs ($\frac{P_s}{\rho_\ell U_{\text{jato}}^2}$).** Objetivo: relacionar estes dois grupos adimensionais visando conhecer a relação funcional entre a vazão de ar aspirado e as principais variáveis operacionais (P_s e U_{jato}) envolvidas no funcionamento do ejetor. Este ensaio foi realizado, ainda, variando-se a altura de choque do jato na câmara de mistura, para cada um dos três bicos empregados. O Apêndice B apresenta a análise dimensional

que deu origem a este ensaio. $\left(\frac{\rho_\ell Q_g}{\mu_\ell d_b}\right) = [6000, 400.000]$ e $\left(\frac{P_s}{\rho_\ell U_\ell^2}\right) = [0,10, 40]$ - ver Figuras 4.14a, 4.14b e 4.14c.

3.3 CARACTERIZAÇÃO DO FENÔMENO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Esta etapa visa o estudo do fenômeno de transporte mássico que ocorre entre as fases gasosa e líquida na câmara de mistura do ejetor em diferentes condições dinâmicas. Para tal, realizou-se medidas físicas do coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_\ell a)_{ej}$, utilizando o método da dessorção de oxigênio por meio de uma corrente gasosa de N_2 puro. Apenas as condições otimizadas pelo método da dessorção foram investigadas pelo método transiente, pelo qual se obteve o coeficiente volumétrico de transferência de massa global para o sistema $(k_\ell a)$. A análise do desempenho do ejetor foi realizada, ainda, através da medida da taxa de absorção de oxigênio durante a aeração de água da torneira utilizando ar atmosférico como fluido secundário.

3.3.1 Medida física de $k_\ell a$

A medida física de $(k_\ell a)_{ej}$ foi realizada através do método da dessorção de oxigênio por *stripping* com nitrogênio puro, conforme descrito no Apêndice C. Esta técnica apresenta a grande vantagem de possibilitar uma medida local para o $k_\ell a$, contrastando com as medidas globais, comumente mais trabalhosas e realizadas no sistema completo, onde os efeitos aditivos de bombas, filtros, instrumentos e acidentes na linha sobre o valor de $k_\ell a$, comumente induzem a interpretações errôneas sobre o desempenho do equipamento analisado.

Para a medida de $(k_\ell a)_{ej}$ foram tomadas amostras antes e depois do ejetor em recipientes de vidro com tampa rosqueada de boca larga e volume útil de 150 mL. A concentração de oxigênio dissolvido na água foi medida por meio de um oxímetro com eletrodo polarográfico de Au/Ag (YELLOW SPRING INSTRUMENTS, modelo 55, Ohio - USA) no próprio frasco coletor, sendo o seu conteúdo agitado magneticamente. A temperatura do sistema foi medida por meio de um termopar acoplado ao eletrodo.

O cálculo de $(k_{\ell}a)_{ej}$ foi realizado de acordo com a equação (C.15), onde as variáveis Q_g , Q_{ℓ} , c_A , c_A^o , V_{ej} e $He = f(T)$ foram medidas experimentalmente. Para o cálculo de $(k_{\ell}a)_{ej}$ e da potência específica dissipada pelo jato o volume de líquido presente na mistura bifásica no interior da câmara de mistura foi adotado como referência.

O cálculo do coeficiente volumétrico de transferência de massa global do sistema $(k_{\ell}a)$ foi realizado pelo método da aeração transiente da água da torneira de acordo com RAMALHO (1983), onde o parâmetro $k_{\ell}a$ é obtido a partir do cálculo do coeficiente angular resultante de uma regressão linear em escala mono- \ln de $(c_A^+ - c_A)$ vs tempo (ver item 2.5.3). Nestes experimentos, visando limitar a variação da temperatura da água em 3°C, causada principalmente pela dissipação mecânica de calor pelas bombas centrífugas B_1 e B_2 , o tempo de cada batelada foi limitado em torno de 16 minutos, suficiente para a obtenção de uma concentração de oxigênio em solução cujo valor era de aproximadamente 80% da concentração de saturação.

Objetivando estudar a influência das características hidrodinâmicas do ejetor e das principais variáveis operacionais do sistema sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa, o seguinte plano de trabalho foi seguido, observando a relação entre:

(1) **Altura do choque do jato de água na câmara de mistura vs Coeficiente volumétrico de transferência de massa local (h/L_t vs $(k_{\ell}a)_{ej}$).** Objetivo: registrar a influência da altura do choque do jato de água na câmara de mistura sobre o coeficiente $(k_{\ell}a)_{ej}$. Esta relação foi observada para os três bicos estudados, cada um em cinco diferentes velocidades do jato. ($h/L_t = [0, 1, 0]$ e $(k_{\ell}a)_{ej} = [1, 0, 17, 0] s^{-1}$ - ver Figuras 4.15a, 4.15b e 4.15c).

(2) $\left[\frac{(k_{\ell}a)_{ej} d_b^2}{D_A} \right]$ vs $(We \times Su)^{-1/2}$. Objetivo: relacionar estes dois grupos adimensionais

visando conhecer a relação funcional entre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local e as principais variáveis operacionais (P_s e U_{jato}) envolvidas no funcionamento do ejetor, para cada um dos três bicos utilizados. Foi possível, ainda, a obtenção de uma curva, relacionando estes dois grupos, para cada

uma das cinco alturas de choque do jato estudadas. A análise dimensional que sugere este ensaio está apresentada no Apêndice D. $\left[\frac{(k_{\ell}a)_{ej} d_b^2}{D_A} \right] = [1200, 37000]$ e $(We \times Su)^{-1/2} = [0,02, 0,145]$ - ver Figuras 4.16a, 4.16b e 4.16c.

- (3) **Coefficiente volumétrico de transferência de massa vs Potência específica dissipada pelo jato de água $((k_{\ell}a)_{ej}$ vs ϵ).** Objetivo: observar a relação de dependência entre estes dois parâmetros para cada um dos três bicos utilizados. Este estudo possibilitou mapear uma região de domínio para a ocorrência dos escoamentos coaxial e bifásico homogêneo, bem como a região onde ocorre inundação da câmara de sucção. ($\epsilon = [1,0, 10.000]$ W/kg e $(k_{\ell}a)_{ej} = [1,0, 17,0]$ s⁻¹ - ver Figuras 4.17a, 4.17b e 4.17c).

3.3.2 Eficiência de transferência de massa pela taxa de absorção de oxigênio

A estimativa da eficiência de transferência de massa através da taxa molar de absorção de oxigênio na fase líquida é uma excelente opção para a análise do desempenho da operação de contato gás-líquido, principalmente a nível industrial. Este procedimento requer apenas a medida da concentração de oxigênio dissolvido na fase líquida, cuja concentração inicial de oxigênio foi previamente reduzida a um nível inferior a 0,05 ppm com o emprego de uma solução de sulfito de sódio, e o conhecimento da pressão atmosférica no local do ensaio. Como regra prática, para a redução de 1 ppm de oxigênio dissolvido em água deve-se adicionar 7,9 ppm de sulfito de sódio. Assim, visando estudar o comportamento da taxa de absorção em função das características hidrodinâmicas do sistema, o seguinte experimento foi realizado:

- (1) **Taxa molar de absorção de oxigênio vs Potência específica dissipada pelo jato de água $(N_{Aa}$ vs ϵ).** Objetivo: estudar a relação funcional entre estes dois parâmetros, permitindo conhecer a dissipação energética em cada situação operacional e a consequente taxa de absorção obtida. ($\epsilon = [1,0, 10.000]$ W/kg e $(N_{Aa}) = [0,2, 23,0] \times 10^{-5}$ kgmol/h - ver Figura 4.18).

CAPÍTULO 4

RESULTADOS

Os resultados experimentais citados neste capítulo estão apresentados na forma de tabelas e gráficos após o texto.

4.1 CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA DO EJETOR

4.1.1 Mapeamento dos tipos gerais de escoamento

As Figuras 4.1, 4.2 e 4.3 ilustram, por meio de fotografias, os tipos gerais de escoamento visualizados no interior da câmara de mistura do ejetor, respectivamente para velocidades do jato de 2,60, 3,90 e 13,3 m/s.

As Figuras 4.4a, 4.4b e 4.4c apresentam, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, a capacidade de auto-aspiração do ejetor, correlacionando a vazão de gás aspirado com a vazão de líquido do ejetor. Nestas curvas é possível mapear o domínio onde há a ocorrência dos escoamentos coaxial e bifásico homogêneo e onde se dá o início do fenômeno de inundação da câmara de sucção. A Tabela 4.1 apresenta os coeficientes das funções polinomiais utilizadas no ajuste aos dados experimentais das curvas plotadas nestas figuras.

As Figuras 4.5a, 4.5b e 4.5c apresentam, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, a relação funcional entre a razão volumétrica gás-líquido e a vazão de líquido do ejetor, sendo possível também mapear o domínio dos tipos gerais de escoamento em função destas variáveis. A Tabela 4.2 apresenta os coeficientes das funções polinomiais que melhor ajustam as curvas plotadas nestas figuras aos dados experimentais.

A Figura 4.6 compara graficamente as faixas de vazão de líquido estudadas para os três diferentes bicos, apresentando as respectivas velocidades do jato.

A Tabela 4.3 apresenta as condições operacionais críticas, a partir das quais é muito difícil a manutenção do ejetor na condição de escoamento bifásico homogêneo, sendo constante o risco de mudança repentina da condição de escoamento coaxial para a condição de inundação da câmara de sucção.

Baseado nas condições críticas de escoamento definidas na Tabela 4.3 e desconsiderando a faixa de velocidade de líquido inferior a 4,0 m/s, é possível estabelecer um domínio hidrodinâmico de trabalho para os três diferentes bicos estudados, como apresenta a Figura 4.7.

As Figuras 4.8a, 4.8b e 4.8c relacionam, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, a altura do choque na câmara de mistura com a pressão absoluta na câmara de sucção para cinco diferentes condições de vazão de líquido.

4.1.2 Pressão requerida no bombeamento

A Figura 4.9 apresenta as curvas de operação hidráulica do ejetor estudado para os três bicos empregados, correlacionando a vazão de líquido com a pressão manométrica requerida no bombeamento imediatamente antes do cone convergente do ejetor. A equação (4.1) descreve empiricamente a relação funcional entre a vazão de líquido e a pressão requerida no bombeamento, enquanto a Tabela 4.4 apresenta os coeficientes dessa equação obtidos através do seu ajuste aos pontos experimentais por técnicas de ajuste não-linear.

$$Q_{\ell} = \frac{P_{\ell}^{\text{man}}}{b_1 P_{\ell}^{\text{man}} + b_2} \quad (4.1)$$

onde b_1 e b_2 são constantes empíricas do modelo, $[Q_{\ell}] = \text{m}^3/\text{h}$ e $[P_{\ell}^{\text{man}}] = \text{kgf}/\text{cm}^2$.

As Figuras 4.10a, 4.10b e 4.10c apresentam, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, a relação funcional apresentada pela equação (2.3), cujas constantes empíricas permitem o cálculo da pressão mínima requerida pelo ejetor para provocar auto-aspiração. A Tabela 4.5 apresenta os resultados das regressões lineares realizadas, bem como o valor da pressão mínima requerida.

4.1.3 Correlações para a predição da capacidade de auto-aspiração do ejetor

As Figuras 4.11a, 4.11b e 4.11c apresentam, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, a relação funcional proposta pela equação (A.17), que correlaciona a razão mássica gás-líquido com as principais variáveis operacionais, podendo ser reescrita na forma:

$$M_R Mo^{b_1} = C Eu_g^{b_2} \quad (4.2)$$

onde C, b_1 e b_2 são constantes empíricas da equação.

A Tabela 4.6 apresenta os resultados do ajuste não-linear da equação (4.2) aos dados experimentais, confirmando a total adequação do modelo proposto. No cálculo dos números de Morton e Euler do gás as variáveis envolvidas estão nas faixas de valores dadas pela Tabela 4.7.

As Figuras 4.12a, 4.12b e 4.12c apresentam, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, a relação de linearidade requerida pela equação (A.15) entre Re_{jato} e $Re_{g,s}$, como condição necessária para a simplificação da equação (A.14) na forma da equação (A.17). A Tabela 4.8 apresenta os resultados das regressões lineares realizadas sobre os dados experimentais, apresentando excelente ajuste, uma vez que o menor valor obtido para o coeficiente de correlação foi 0,9631.

De forma análoga, as Figuras 4.13a, 4.13b e 4.13c apresentam a relação de linearidade entre $Re_{g,s}$ e Eu_g , respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, como condição necessária, imposta pela equação (A.16) para escrever a equação (A.14) na forma simplificada dada pela equação (A.17). A Tabela 4.9 apresenta os resultados das regressões lineares realizadas sobre os dados experimentais, apresentando excelente ajuste, como pode ser comprovado por meio dos coeficientes de correlação obtidos.

É importante esclarecer que as curvas do modelo proposto pela equação (4.2) plotadas nas Figuras 4.11 (a, b e c), bem como as curvas das Figuras 4.12 (a, b e c) e 4.13 (a, b e c), refletem uma média entre os dados experimentais na condição de transição entre os escoamentos coaxial/bifásico homogêneo e na transição entre bifásico homogêneo/inundação da câmara de sucção.

As Figuras 4.14a, 4.14b e 4.14c apresentam a capacidade de auto-aspiração do ejetor em função de P_s e U_{jato} , por meio de grupos adimensionais na forma da equação (B.6). É importante frisar que a curva do modelo apresentada em cada uma destas figuras representa uma média entre a situação observada em $h/L_t=0$ e $h/L_t=1,0$, ou seja, nas condições, respectivamente, de mínima e máxima vazões de gás. A Tabela 4.10 apresenta os resultados dos ajustes não-lineares da equação (B.6) aos dados experimentais levantados em cada um dos três bicos empregados. As variáveis envolvidas no modelo foram manipuladas nas faixas de valores dadas pela Tabela 4.11.

4.2 CARACTERIZAÇÃO DO FENÔMENO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

4.2.1 Medida física de $k_L a$

As Figuras 4.15a, 4.15b e 4.15c apresentam o efeito da altura de choque do jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_L a)_{ej}$, para cada um dos três bicos utilizados. A Tabela 4.12 apresenta um resumo dos melhores resultados obtidos para cada um dos três bicos.

Visando correlacionar $(k_L a)_{ej}$ com a velocidade do jato por meio de grupos adimensionais, a equação (D.7) pode ser reescrita na forma:

$$\left[\frac{(k_L a)_{ej} d_b^2}{D_A} \right] = b_1 \exp \left[b_2 (Su We)^{-1/2} \right] \quad (4.3)$$

onde b_1 e b_2 são constantes empíricas do modelo. A Tabela 4.13 apresenta os resultados dos ajustes não-lineares da equação anterior sobre os dados experimentais das Figuras 4.16a, 4.16b e 4.16c, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, onde foi plotada uma curva para cada altura de choque (h/L_t) estudada. As variáveis envolvidas na equação (4.3) tiveram os seus valores manipulados dentro das faixas apresentadas na Tabela 4.14.

A Tabela 4.15 apresenta os valores do coeficiente volumétrico de transferência de massa global $(k_L a)$ medido através do método da aeração transiente. Estes ensaios

foram realizados, para cada um dos três bicos estudados, apenas nas situações hidrodinâmicas otimizadas pelo método da dessorção de acordo com os dados apresentados na Tabela 4.12. O tempo de residência do líquido no tanque T_1 foi fixado em 7 minutos.

As Figuras 4.17a, 4.17b e 4.17c apresentam, respectivamente para os bicos 1, 2 e 3, o efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa, mapeando as regiões do domínio estudado para cada um dos três tipos gerais de escoamento observados: coaxial, bifásico homogêneo e risco de inundação. As linhas contínuas traçadas nesses gráficos são meros limites físicos para destacar os lugares geométricos onde ocorrem as transições entre as diferentes condições de escoamento.

4.2.2 Medida da eficiência de transferência de massa pela taxa de absorção de oxigênio

A Figura 4.18 apresenta uma correlação geral, para os três bicos estudados, entre a taxa molar de absorção de oxigênio e a potência específica dissipada pelo jato. É importante frisar que a taxa de absorção medida neste experimento corresponde a um único estágio no ejetor, ou seja, a corrente de alimentação do ejetor não recebeu qualquer reciclo da corrente de saída. O modelo proposto para esta correlação, representado graficamente na Figura 4.18, é dada pela equação (4.4). As constantes empíricas foram obtidas por ajuste não-linear utilizando o método Quasi-Newton, fornecendo um coeficiente de correlação de 0,8142.

$$(N_{Aa}) = 2,6 \times 10^5 \epsilon^{0,22} \quad (4.4)$$

onde (N_{Aa}) é a taxa molar de absorção dada em kgmol/h.

A Figura 4.19 apresenta o efeito da concepção do tanque T_1 sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa global (k_{La}) , comparando a situação em que o jato de líquido recirculado pela bomba B_2 não colide com a lâmina d'água do tanque T_1 com a situação na qual ocorre colisão do jato a uma altura de 5 cm da superfície do líquido.

TABELA 4.1

Coefficientes das funções polinomiais plotadas nas Figuras 4.4a, 4.4b e 4.4c

Bico	Transição	Grau* do polinômio	A	B ₁	B ₂	B ₃	B ₄	B ₅	R ²
1	Coaxial/ Bifásico	3	-0,423	2,05	-1,46	0,631	—	—	0,9963
	Bifásico/ Inundação	3	-0,0923	0,412	0,356	-0,0506	—	—	0,9944
2	Coaxial/ Bifásico	3	-0,589	2,50	-1,90	0,685	—	—	0,9884
	Bifásico/ Inundação	3	-0,472	1,89	-1,45	0,484	—	—	0,9747
3	Coaxial/ Bifásico	5	-1,23	7,58	-16,3	16,9	-7,98	1,40	0,9908
	Bifásico/ Inundação	5	-1,92	11,4	-24,7	25,2	-11,8	2,06	0,9871

(*) Função polinomial do tipo: $Q_g = A + B_1 Q_t + B_2 Q_t^2 + \dots + B_n Q_t^n$
 onde n é o grau do polinômio e A, B₁, B₂, ..., B_n são os parâmetros do modelo.

TABELA 4.2

Coeficientes das funções polinomiais plotadas nas Figuras 4.5a, 4.5b e 4.5c

Bico	Transição	Grau* do polinômio	A	B ₁	B ₂	B ₃	B ₄	B ₅	R ²
1	Coaxial/ Bifásico	4	-0,419	3,14	-2,36	0,102	0,344	—	0,9811
	Bifásico/ Inundação	5	-0,623	5,26	-12,0	15,2	-9,49	2,28	0,9790
2	Coaxial/ Bifásico	5	-0,788	4,96	-7,28	6,12	-2,84	0,559	0,9892
	Bifásico/ Inundação	5	-0,955	6,31	-13,0	13,9	-7,14	1,40	0,9469
3	Coaxial/ Bifásico	5	0,0847	0,284	-0,0551	0,360	-0,356	0,0957	0,9874
	Bifásico/ Inundação	5	-0,0133	1,79	2,16	3,06	-1,78	0,362	0,9895

(*) Função polinomial do tipo: $\phi = A + B_1 Q_\ell + B_2 Q_\ell^2 + \dots + B_n Q_\ell^n$
 onde n é o grau do polinômio e A, B₁, B₂, ..., B_n são os parâmetros do modelo.

TABELA 4.3

Condições operacionais críticas que garantem a manutenção do ejetor na condição de escoamento bifásico homogêneo

Bico utilizado	Vazão máxima de líquido (m ³ /h)	Velocidade máxima do jato (m/s)	Razão ar/líquido máxima
1	1,50	13,2	1,05
2	1,75	11,3	0,90
3	1,75	7,7	0,60

TABELA 4.4
Constantes* empíricas da equação (4.1)

Bico	b_1	b_2	Coefficiente de correlação (R)
1	0,374	0,543	0,9952
2	0,358	0,383	0,9841
3	0,264	0,352	0,9861

(*) constantes obtidas por ajuste não-linear utilizando o método Simplex Sequencial Modificado

TABELA 4.5
Resultados das regressões lineares realizadas sobre os dados experimentais apresentados nas Figuras 4.10a, 4.10b e 4.10c

Bico	Vácuo (mmH ₂ O)	P_s (kPa)	C^* (adim.)	$c(\sqrt{P_\ell})_{\min}$ (kPa ^{-0,5})	$(P_\ell)_{\min}$ (kPa)	$(P_\ell^{\max})_{\min}$ (kgf/cm ²)	Coefficiente de correlação (R)
1	-320	92,05	3,60	1,17	106	0,11	-0,9845
2	-240	92,83	2,03	0,590	84,4	—	-0,9882
	-280	92,44	1,61	0,456	80,6	—	-0,9932
3	-250	92,73	2,54	0,829	106	0,11	-0,9996
	-350	91,76	2,22	0,727	107	0,12	-0,9991

(*) constante empírica definida pela equação (2.3)

TABELA 4.6
Constantes* empíricas da equação (4.2)

Bico	C	b_1	b_2	Coefficiente de correlação (R)
1	1,20	0,204	-0,276	0,9952
2	1,13	0,221	-0,241	0,9841
3	1,19	0,201	-0,333	0,9861

(*) constantes obtidas por ajuste não-linear utilizando o método Simplex Sequencial Modificado

TABELA 4.7

Faixas de valores nas quais as variáveis envolvidas na equação (4.2) foram manipuladas

Bico	ΔP_g (kPa)	ρ_ℓ (kg/m ³)	$U_{g,s}$ (m/s)	μ_ℓ ($\times 10^4$) kg/(m s)	σ_ℓ ($\times 10^2$) (N/m)	M_R ($\times 10^4$)
1	0,72-21,25	992,9-995,3	0,14-3,29	6,61-8,05	6,98-7,14	2,39-11,6
2	0,89-34,86	993,2-995,8	0,12-5,00	6,85-8,53	7,01-7,19	1,16-13,1
3	0,82-16,37	993,1-995,1	0,07-2,63	6,77-8,05	7,00-7,14	1,07-7,10

TABELA 4.8

Constantes empíricas do modelo linear dado pela equação (A.15)*

Bico	A	B	Coefficiente de correlação (R)
1	2,83	0,584	0,9708
2	2,99	0,521	0,9640
3	3,04	0,519	0,9631

(*) equação linear na forma $\log(Re_{jato}) = A + B \log(Re_{g,s})$ onde A e B são constantes empíricas do modelo

TABELA 4.9

Constantes empíricas do modelo linear dado pela equação (A.16)*

Bico	A	B	Coefficiente de correlação (R)
1	4,30	-0,493	-0,9664
2	4,17	-0,459	-0,9611
3	4,46	-0,528	-0,9622

(*) equação linear na forma $\log(Re_{g,s}) = A + B \log(Eu_g)$, onde A e B são constantes empíricas do modelo

TABELA 4.10
Constantes* empíricas da equação (B.6)

Bico	b_1	b_2	Coefficiente de correlação (R)
1	$1,29 \times 10^5$	-0,772	0,9614
2	$1,51 \times 10^5$	-0,741	0,8935
3	$1,84 \times 10^5$	-0,762	0,9185

(*) constantes obtidas por ajuste não-linear utilizando os métodos Simplex Sequencial Modificado e Quasi-Newton

TABELA 4.11
Faixas de valores nas quais as variáveis envolvidas na equação (B.6) foram manipuladas

Bico	P_s (kPa)	ρ_ℓ (kg/m ³)	U_{jato} (m/s)	μ_ℓ ($\times 10^4$) kg/(m s)	Q_g (m ³ /h)
1	74,05-94,58	992,9-995,1	2,60-13,3	6,61-8,05	0,06-1,50
2	60,44-93,60	993,6-995,4	4,87-13,4	7,09-8,21	0,36-2,28
3	78,93-94,48	993,1-995,1	1,28-10,56	6,77-8,05	0,03-2,40

TABELA 4.12
Valores máximos observados para o coeficiente volumétrico de transferência de massa $(k_\ell a)_{ej}$ em função de algumas variáveis operacionais

Bico	Máximo $(k_\ell a)_{ej}$ observado* (s ⁻¹)	Q_ℓ (m ³ /h)	U_{jato} (m/s)	Razão ϕ
1	16,7	1,50	13,3	1,05
2	13,1	1,75	11,3	0,90
3	12,1	1,75	7,7	0,60

(*) choque do jato em $(h/L_c)=1,0$

TABELA 4.13
Constantes * empíricas da equação (4.3)

Bico	(h/L _t)	b ₁ (x10 ⁻³)	b ₂	Coefficiente de correlação (R)
1	0,20	0,675	15,1	0,9964
	0,40	0,477	20,1	0,9767
	0,60	0,621	21,1	0,9886
	0,80	0,980	19,6	0,9944
	1,0	2,14	16,6	0,9966
2	0,20	0,938	14,9	0,9903
	0,40	1,30	14,3	0,9834
	0,60	1,73	14,4	0,9914
	0,80	1,65	16,7	0,9995
	1,0	3,38	15,5	0,9952
3	0,20	1,01	21,9	0,9920
	0,40	1,34	20,9	0,9926
	0,60	1,75	21,9	0,9960
	0,80	2,37	23,9	0,9985
	1,0	3,48	26,9	0,9988

(*) constantes obtidas por ajuste não-linear utilizando os métodos Simplex Sequencial Modificado e Quasi-Newton

TABELA 4.14

Faixas de valores nas quais as variáveis envolvidas na equação (4.3) foram manipuladas

Bico	σ_s ($\times 10^2$) (N/m)	$(k_{\ell}a)_{ei}$ (s^{-1})	U_{jato} (m/s)	μ_{ℓ} ($\times 10^4$) kg/(m s)	D_A ($\times 10^9$) (m^2/s)
1	7,10-7,16	0,701-16,21	3,88-13,32	7,65-8,19	3,610-3,910
2	7,13-7,21	0,494-12,76	2,91-11,7	7,95-8,69	3,368-3,737
3	7,11-7,17	0,45-11,6	1,91-7,67	7,74-8,33	3,536-3,854

TABELA 4.15

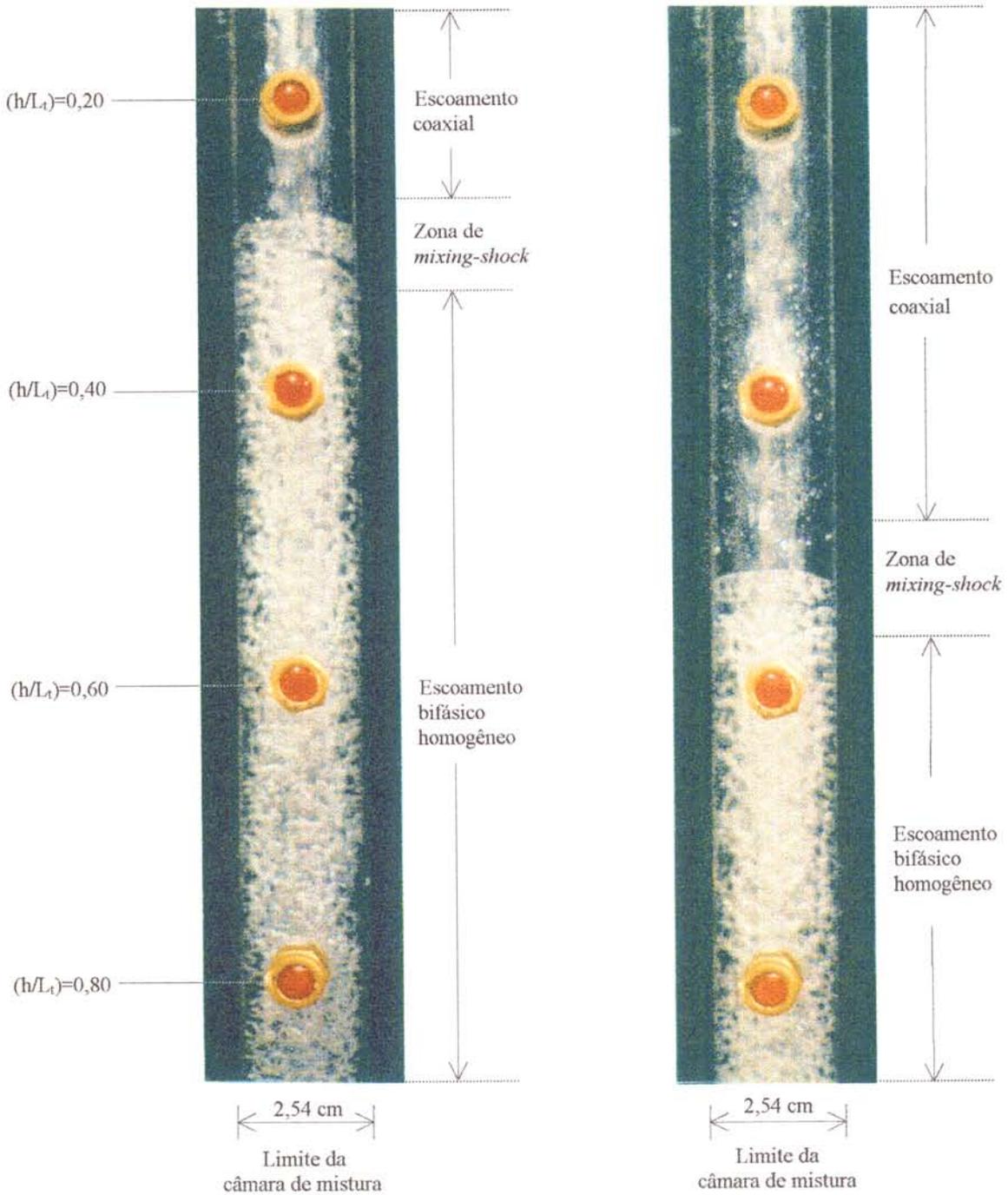
Coefficiente volumétrico de transferência de massa global ($k_{\ell}a$)

Bico	$(k_{\ell}a)^*$ (s^{-1})	$(k_{\ell}a)^*$ (h^{-1})	Temperatura** ($^{\circ}C$)
1	$0,00169 \pm 0,00007$	$6,07 \pm 0,24$	$26,3 \pm 1,3$
2	$0,00191 \pm 0,00006$	$6,87 \pm 0,23$	$27,0 \pm 0,8$
3	$0,00173 \pm 0,00009$	$6,22 \pm 0,37$	$27,4 \pm 1,2$

(*) choque do jato em $(h/L_c)=1,0$;

medidas experimentais realizadas em triplicata com $0 \leq c_A \leq 0,80 c_A^+$

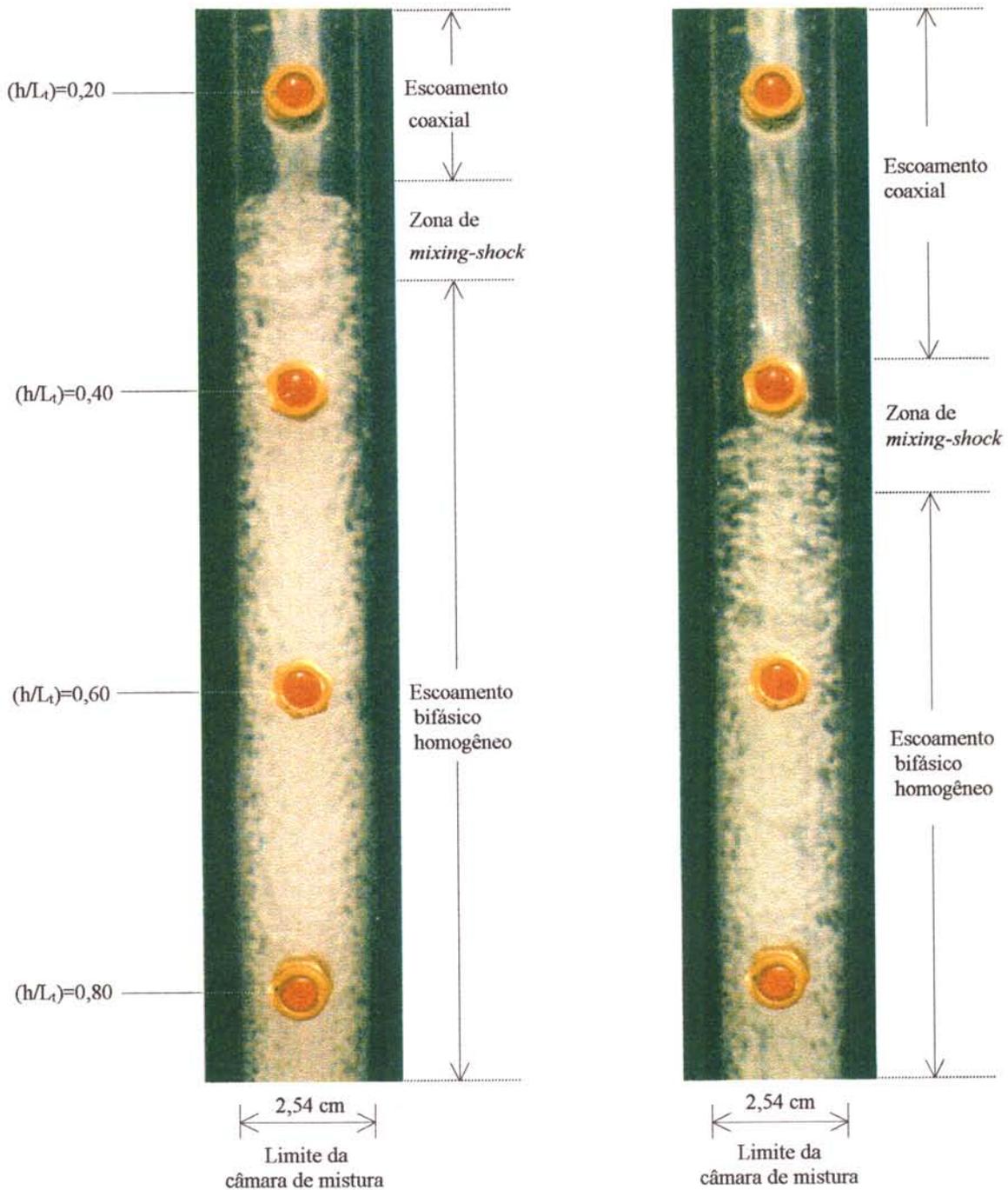
(**) temperatura média dos ensaios



(a) $Q_g = 0,08 \text{ m}^3/\text{h}$; $P_s = 93,00 \text{ kPa}$

(b) $Q_g = 0,09 \text{ m}^3/\text{h}$; $P_s = 93,50 \text{ kPa}$

FIGURA 4.1 - Fotografia da câmara de mistura do ejetor ilustrando a zona de *mixing-shock* e o desenvolvimento do escoamento bifásico homogêneo ($Q_t = 0,29 \text{ m}^3/\text{h}$ - Bico 1 ; $U_{\text{jato}} = 2,60 \text{ m/s}$; Filme Asa 1600 com exposição para lâmpadas Photoflood de 250 W em $f 3,5$ e 10^{-3} s)



(a) $Q_g = 0,174 \text{ m}^3/\text{h}$; $P_s = 92,05 \text{ kPa}$ **(b)** $Q_g = 0,198 \text{ m}^3/\text{h}$; $P_s = 92,68 \text{ kPa}$

FIGURA 4.2 - Fotografia da câmara de mistura do ejetor ilustrando a zona de *mixing-shock* e o desenvolvimento do escoamento bifásico homogêneo ($Q_t = 0,44 \text{ m}^3/\text{h}$ - Bico 1 ; $U_{\text{jato}} = 3,90 \text{ m/s}$; Filme Asa 1600 com exposição para lâmpadas Photoflood de 250 W em $f 3,5$ e 10^{-3} s)

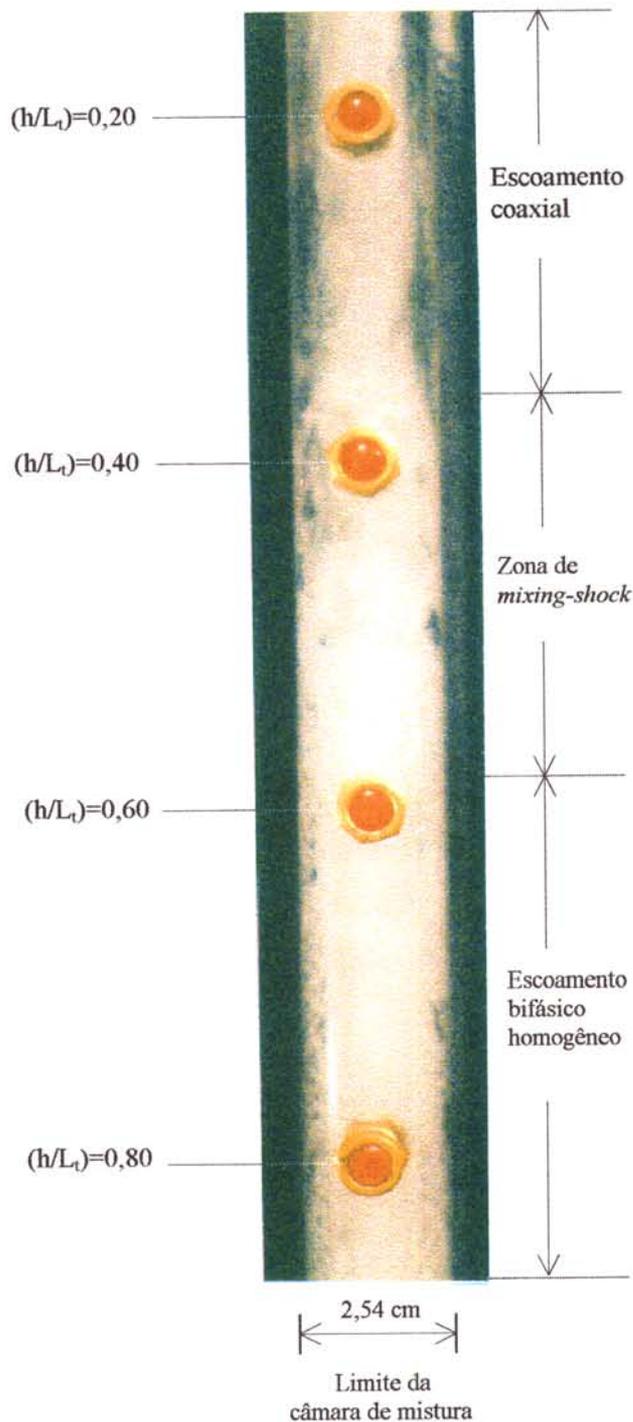


FIGURA 4.3 - Fotografia da câmara de mistura do ejetor ilustrando a zona de *mixing-shock* e o desenvolvimento do escoamento bifásico homogêneo ($Q_\ell = 1,50 \text{ m}^3/\text{h}$ - Bico 1 ; $Q_g = 1,70 \text{ m}^3/\text{h}$; $P_s = 81,97 \text{ kPa}$; $U_{\text{jato}} = 13,3 \text{ m/s}$; Filme Asa 1600 com exposição para lâmpadas Photoflood de 250 W em $f 3,5$ e 10^{-3} s)

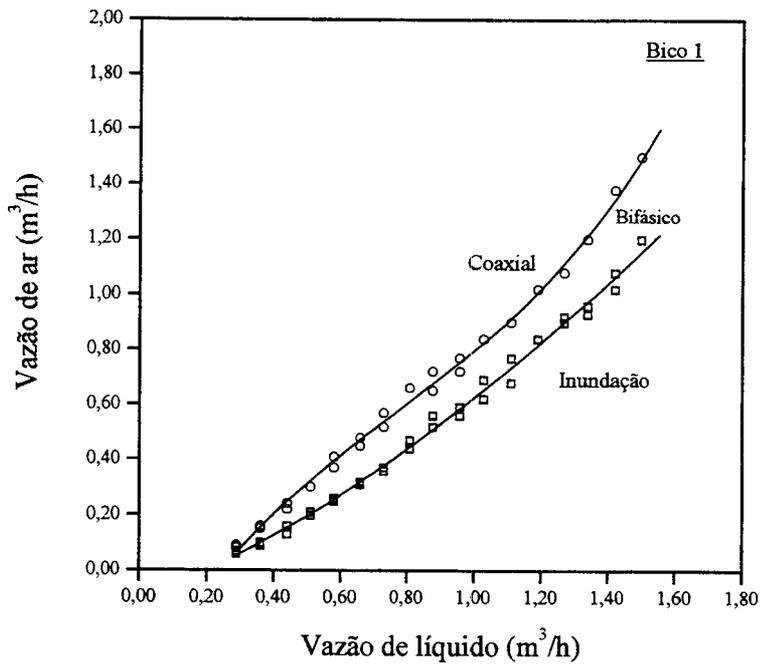


FIGURA 4.4a - Mapeamento das diferentes condições de escoamento em função da capacidade de auto-aspiração de ar: bico 1

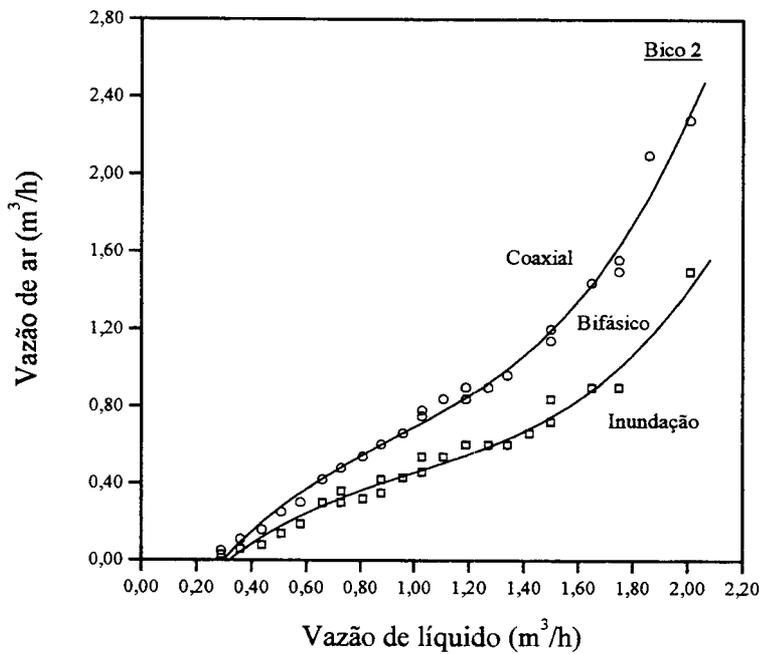


FIGURA 4.4b - Mapeamento das diferentes condições de escoamento em função da capacidade de auto-aspiração de ar: bico 2

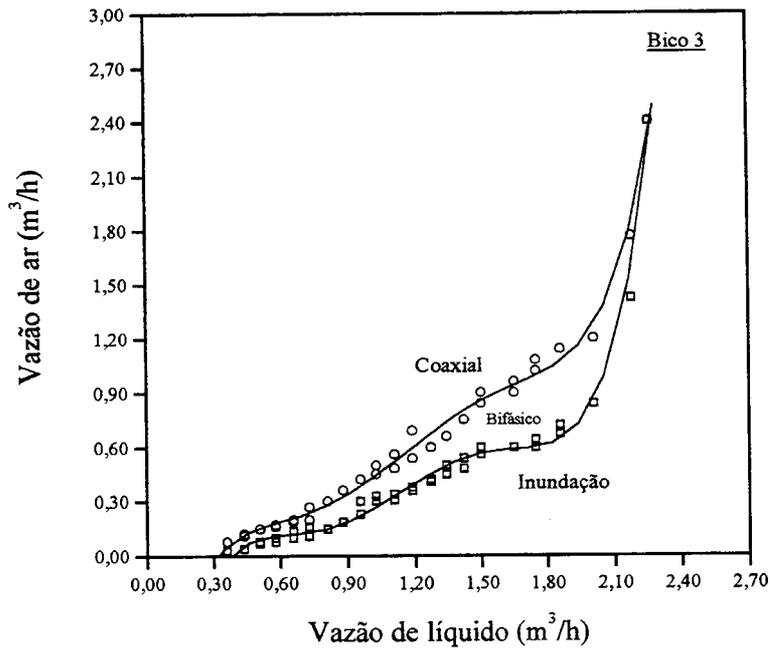


FIGURA 4.4c - Mapeamento das diferentes condições de escoamento em função da capacidade de auto-aspiração de ar: bico 3

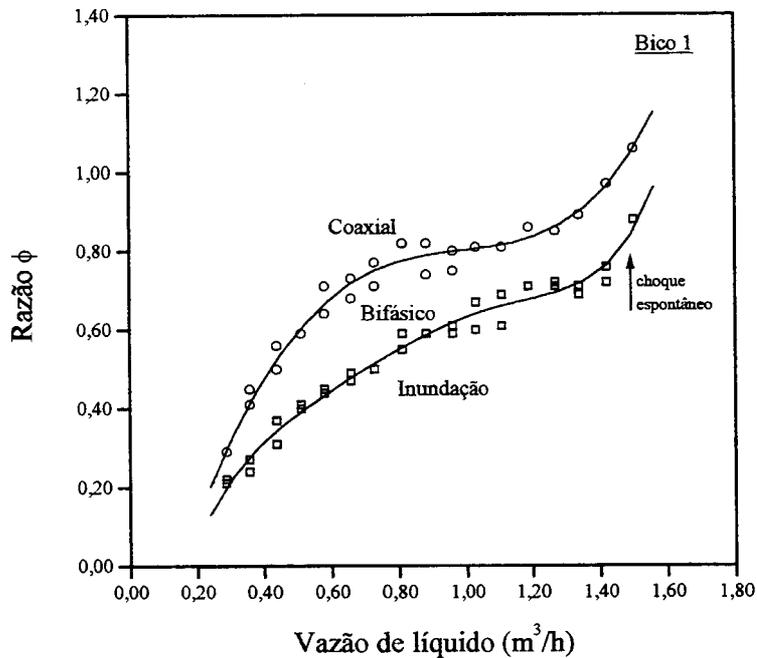


FIGURA 4.5a - Mapeamento dos diferentes tipos de escoamento em função da razão volumétrica gás/líquido: bico 1

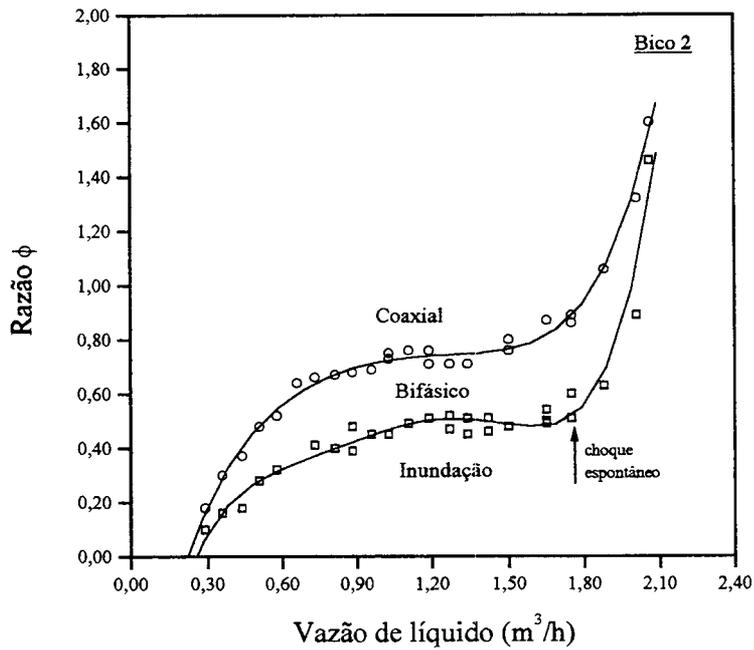


FIGURA 4.5b - Mapeamento dos diferentes tipos de escoamento em função da razão volumétrica gás/líquido: bico 2

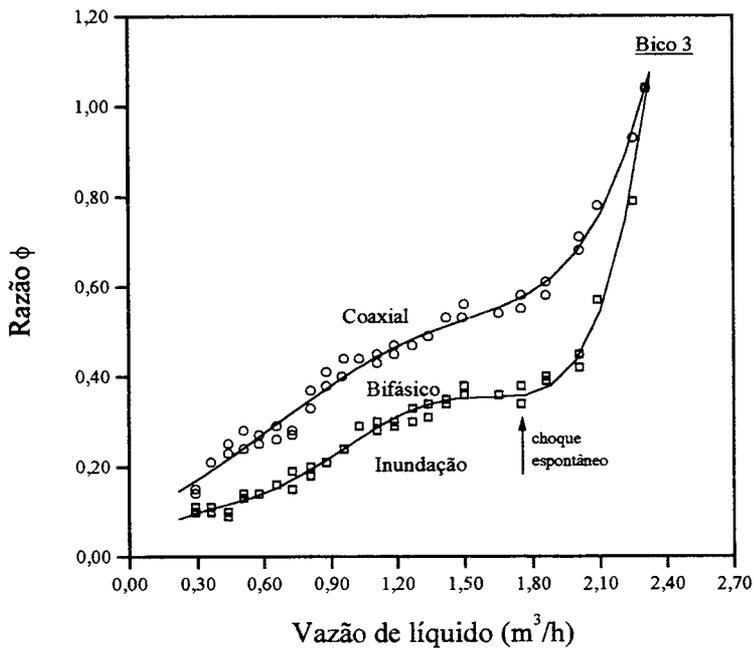


FIGURA 4.5c - Mapeamento dos diferentes tipos de escoamento em função da razão volumétrica gás/líquido: bico 3

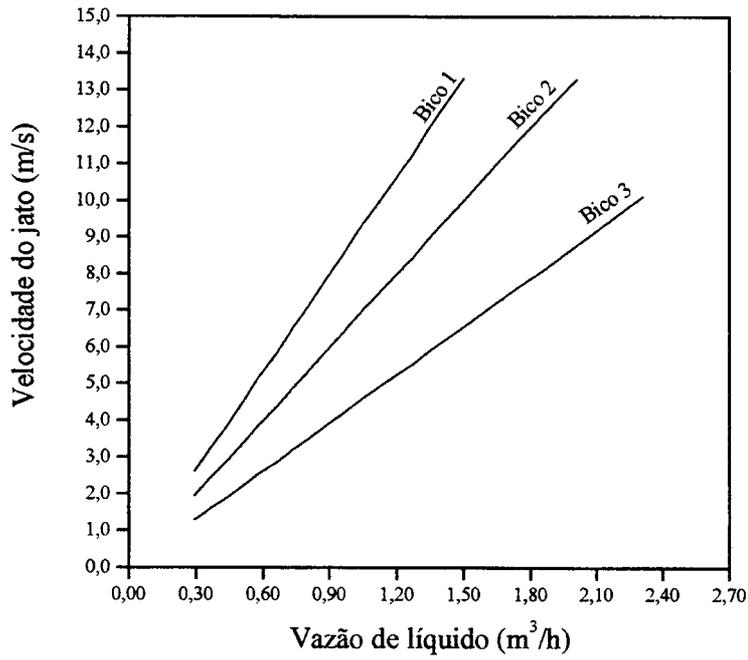


FIGURA 4.6 - Curvas de velocidade do jato em função da vazão de líquido para os três bicos estudados

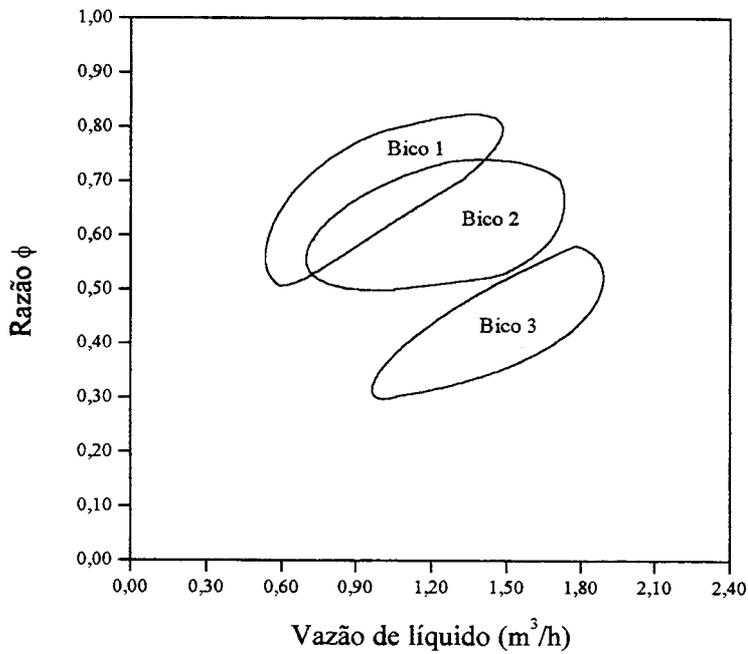


FIGURA 4.7 - Domínio hidrodinâmico de trabalho para diferentes bicos

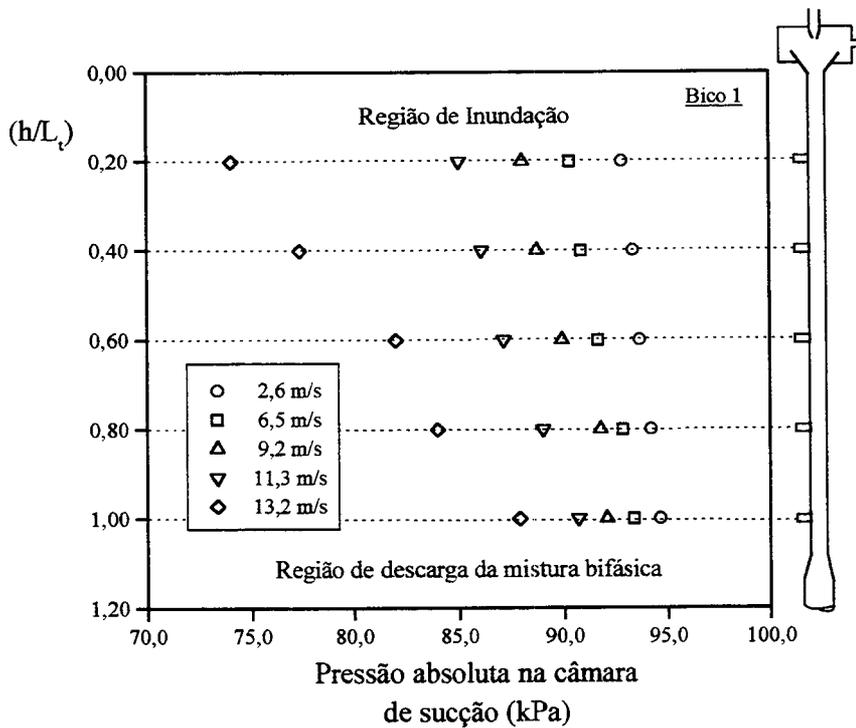


FIGURA 4.8a - Perfis de pressão absoluta na câmara de sucção em função da altura de choque para diferentes velocidades do jato: bico 1

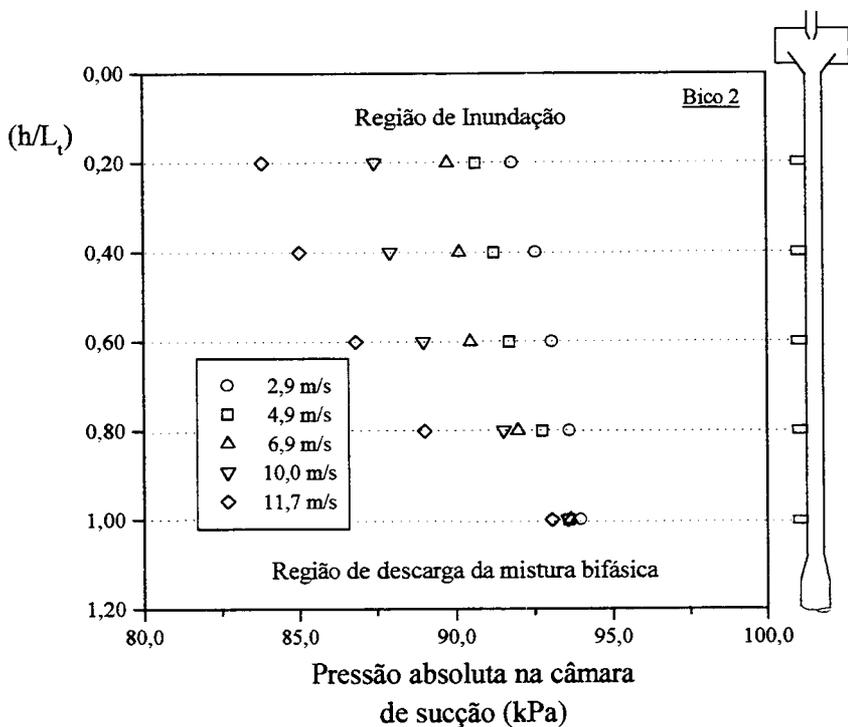


FIGURA 4.8b - Perfis de pressão absoluta na câmara de sucção em função da altura de choque para diferentes velocidades do jato: bico 2

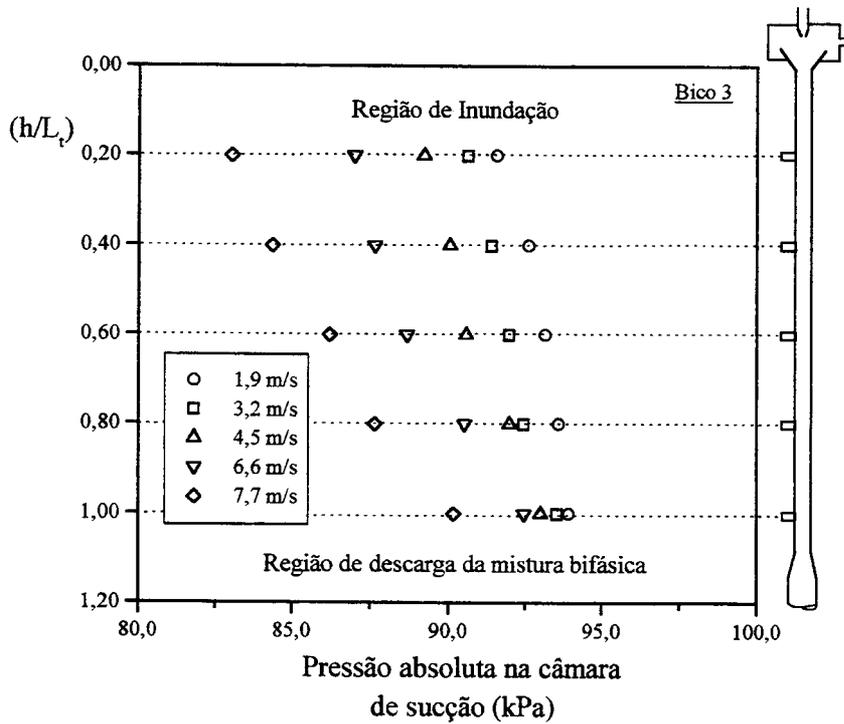


FIGURA 4.8c - Perfis de pressão absoluta na câmara de sucção em função da altura de choque para diferentes velocidades do jato: bico 3

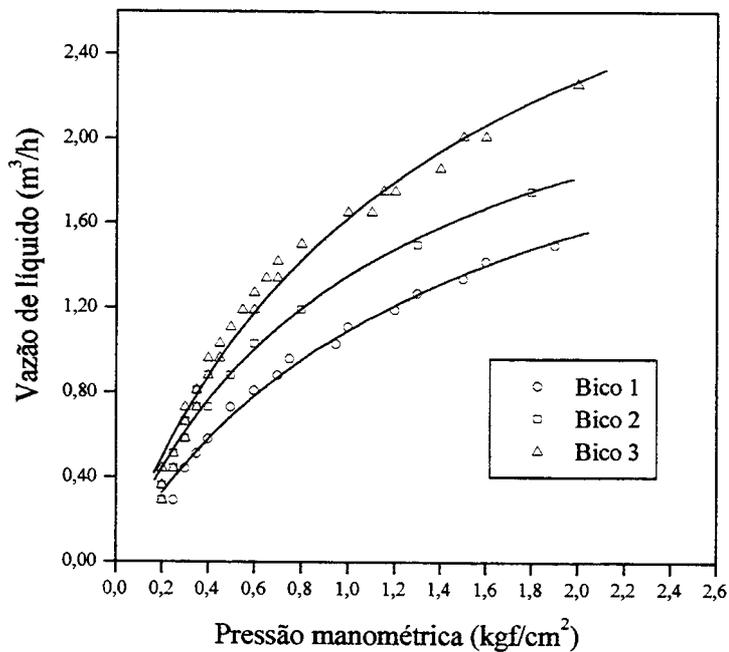


FIGURA 4.9 - Curvas de operação hidráulica do ejetor para os três bicos estudados

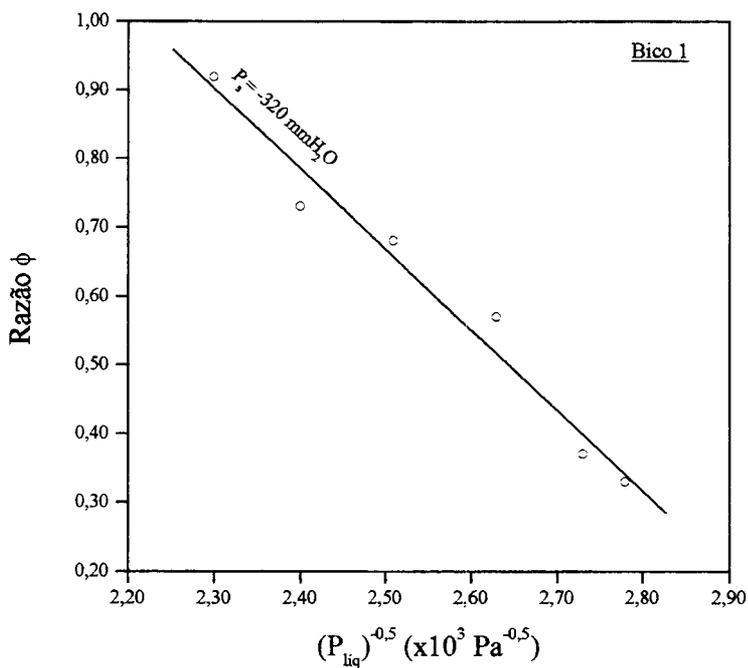


FIGURA 4.10a - Pressão absoluta de bombeamento requerida para o líquido em função da razão volumétrica ar/líquido: bico 1

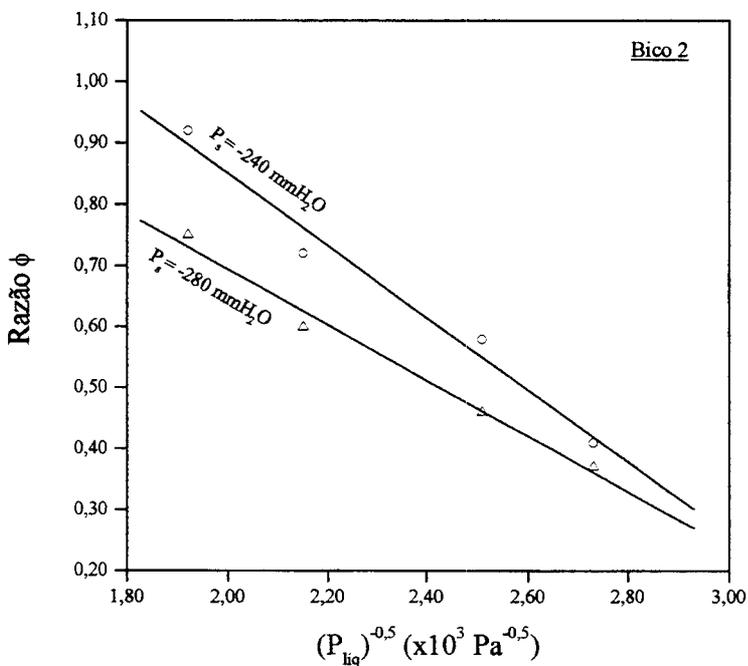


FIGURA 4.10b - Pressão absoluta de bombeamento requerida para o líquido em função da razão volumétrica ar/líquido: bico 2

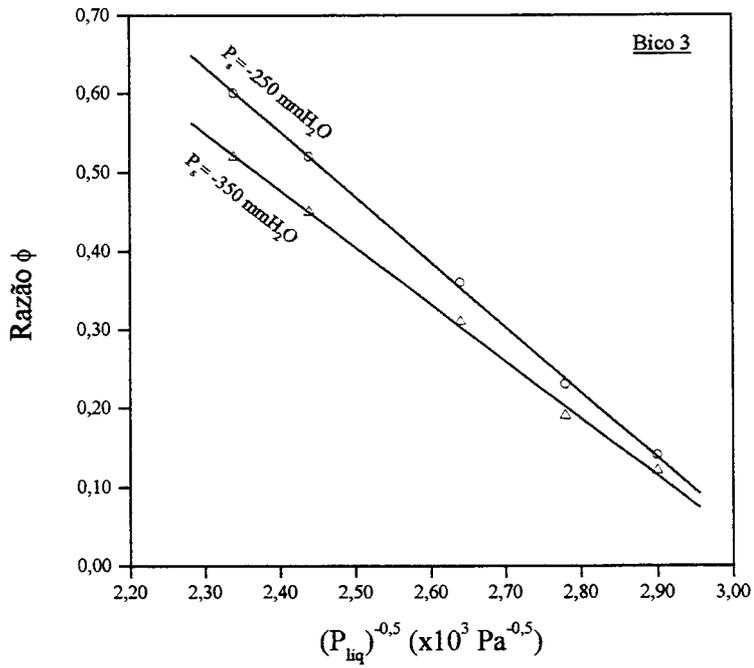


FIGURA 4.10c - Pressão absoluta de bombeamento requerida para o líquido em função da razão volumétrica ar/líquido: bico 3

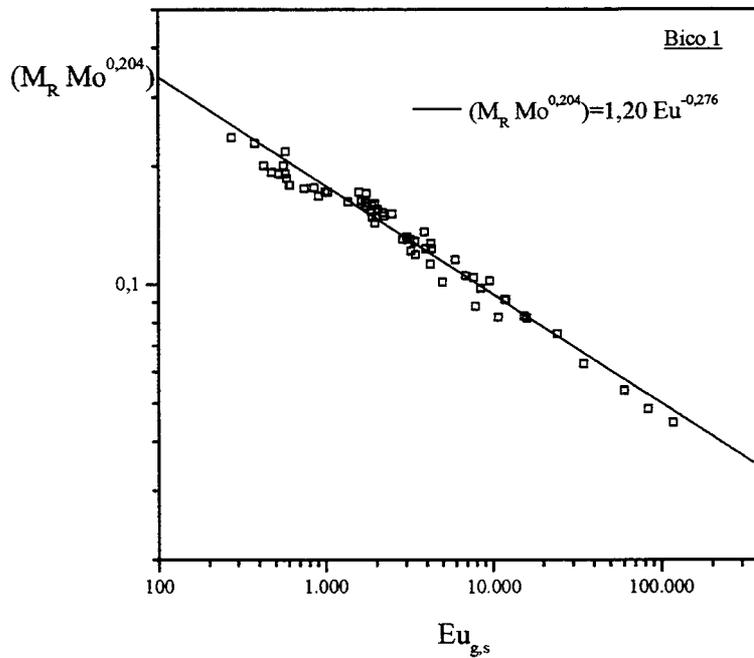


FIGURA 4.11a - Modelo baseado em análise dimensional para predição da razão mássica gás/líquido: bico 1

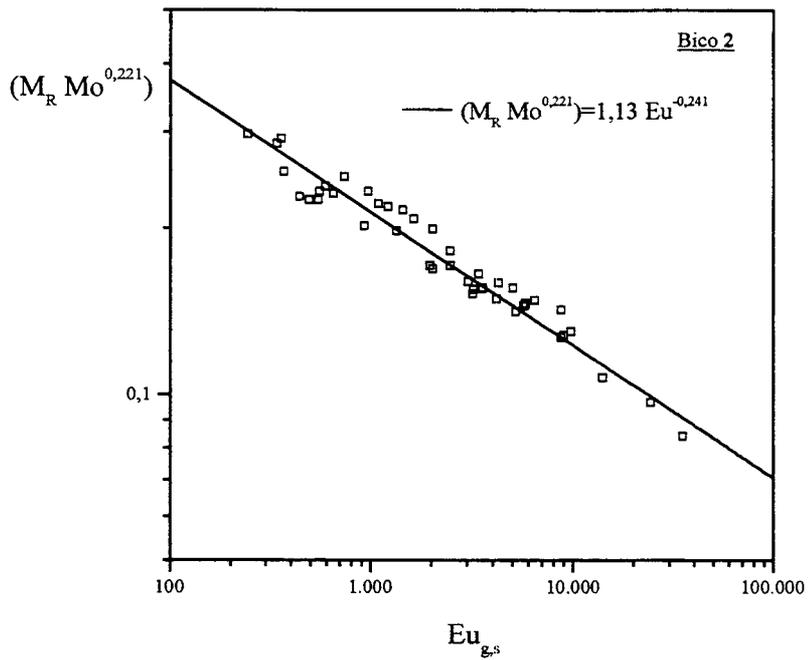


FIGURA 4.11b - Modelo baseado em análise dimensional para predição da razão mássica gás/líquido: bico 2

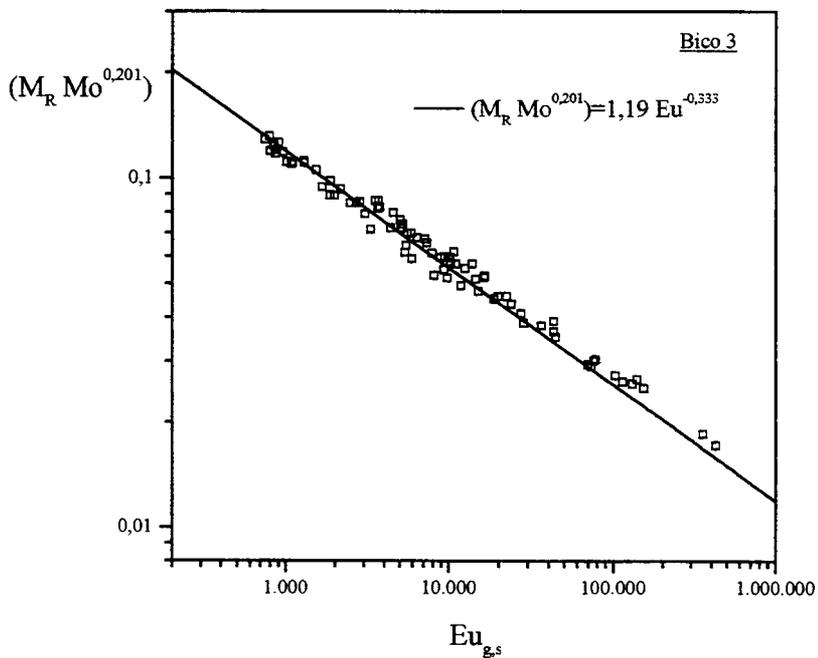


FIGURA 4.11c - Modelo baseado em análise dimensional para predição da razão mássica gás/líquido: bico 3

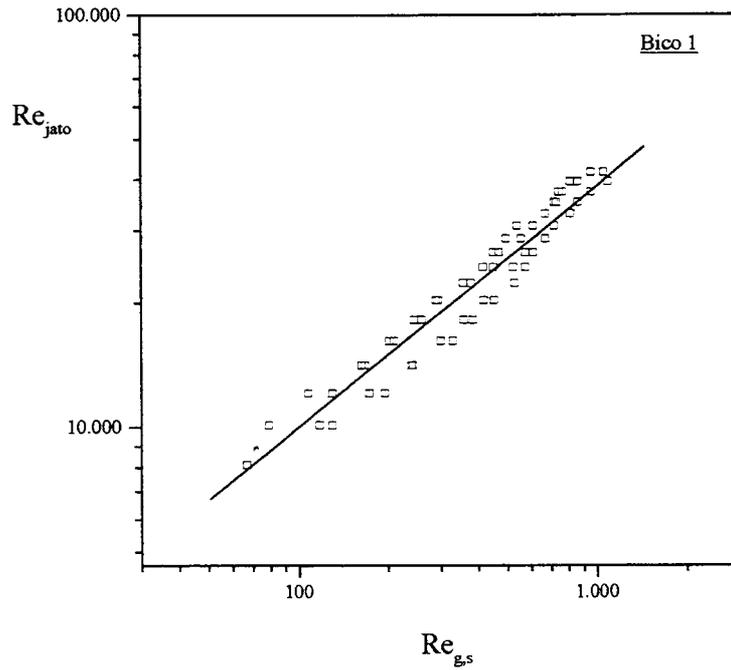


FIGURA 4.12a - Relação linear entre os números de Reynolds do jato de líquido e do gás aspirado: bico 1

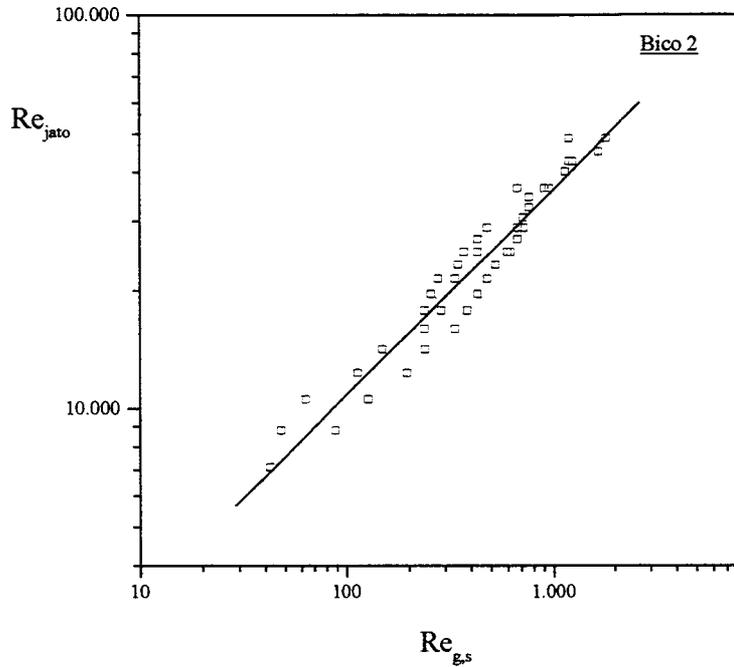


FIGURA 4.12b - Relação linear entre os números de Reynolds do jato de líquido e do gás aspirado: bico 2

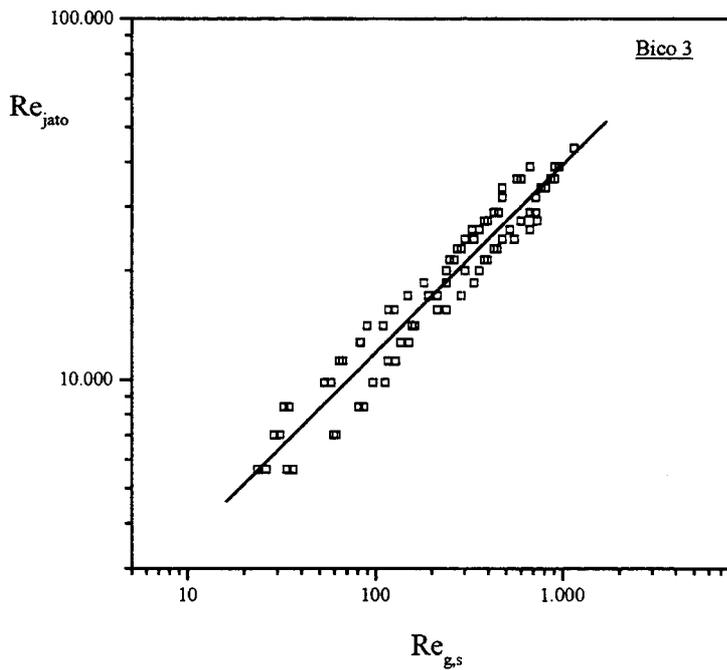


FIGURA 4.12c - Relação linear entre os números de Reynolds do jato de líquido e do gás aspirado: bico 3

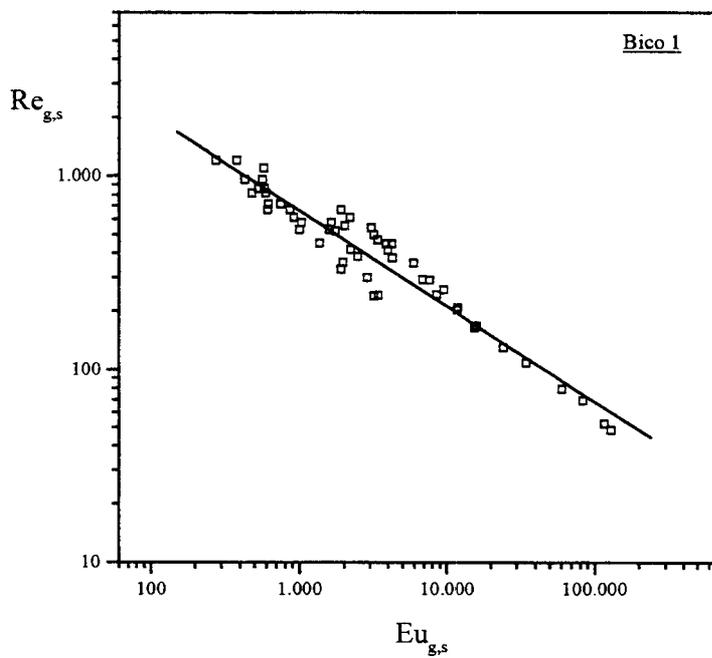


FIGURA 4.13a - Relação linear entre os números de Reynolds e Euler do gás aspirado: bico 1

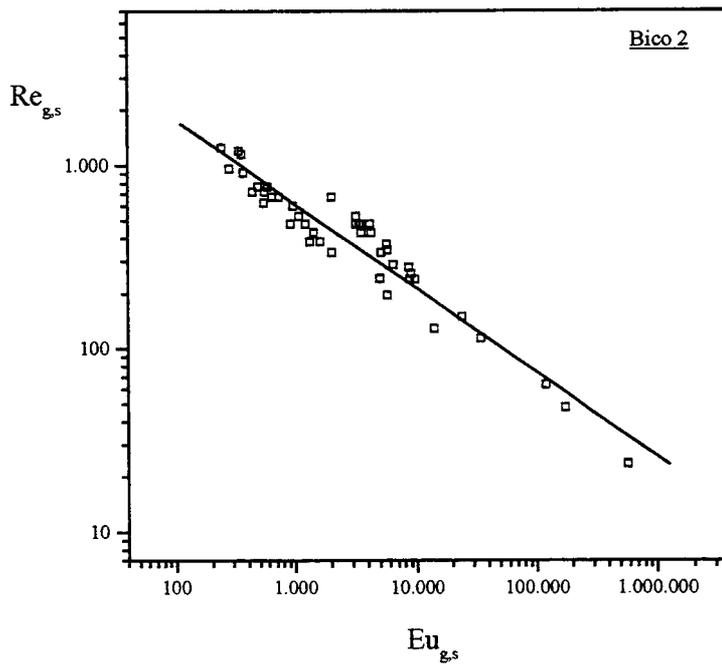


FIGURA 4.13b - Relação linear entre os números de Reynolds e Euler do gás aspirado: bico 2

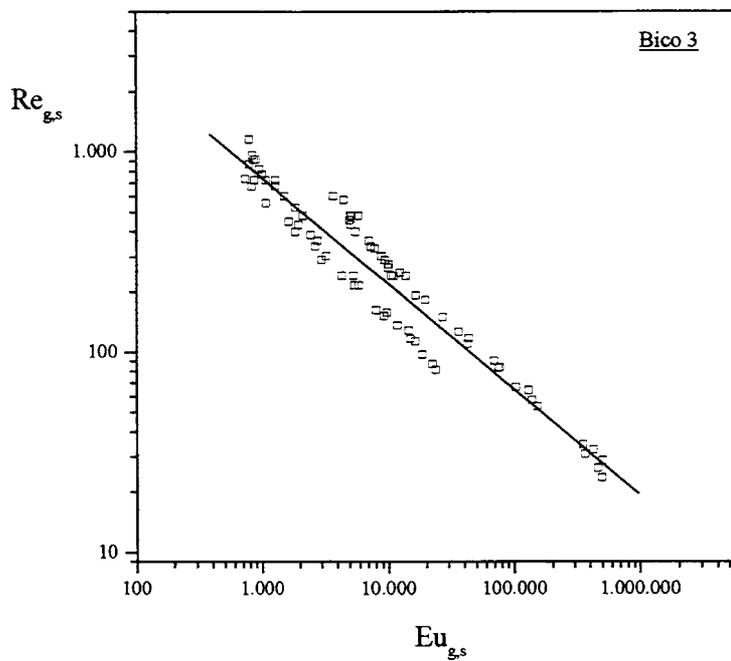


FIGURA 4.13c - Relação linear entre os números de Reynolds e Euler do gás aspirado: bico 3

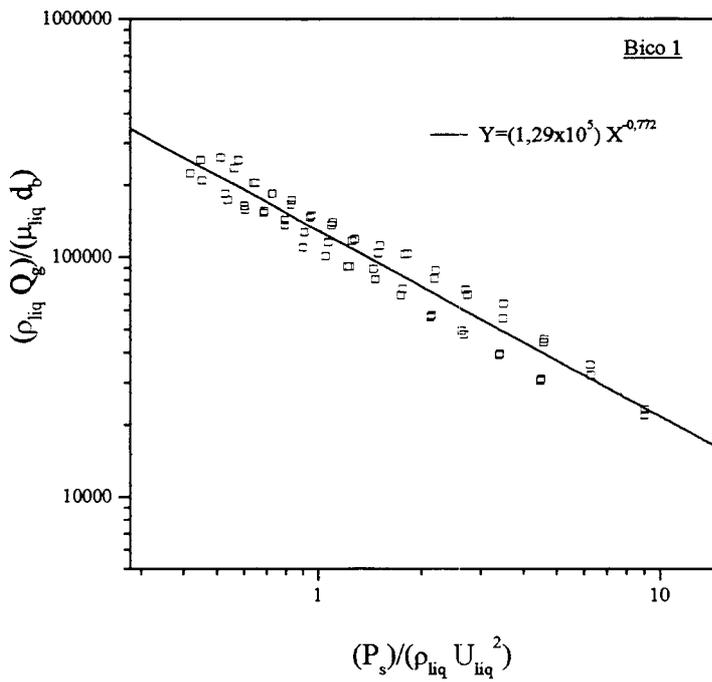


FIGURA 4.14a - Capacidade de auto-aspiração de gás em função das principais variáveis operacionais: bico 1

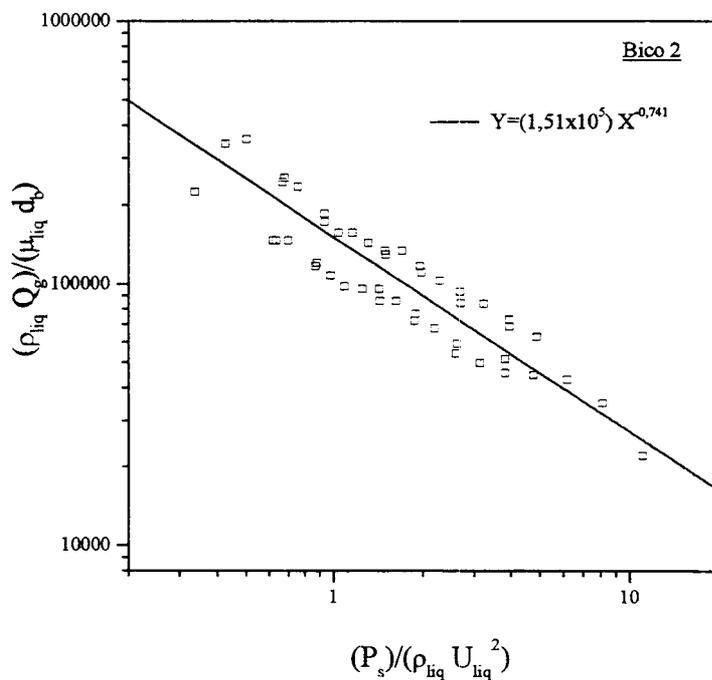


FIGURA 4.14b - Capacidade de auto-aspiração de gás em função das principais variáveis operacionais: bico 2

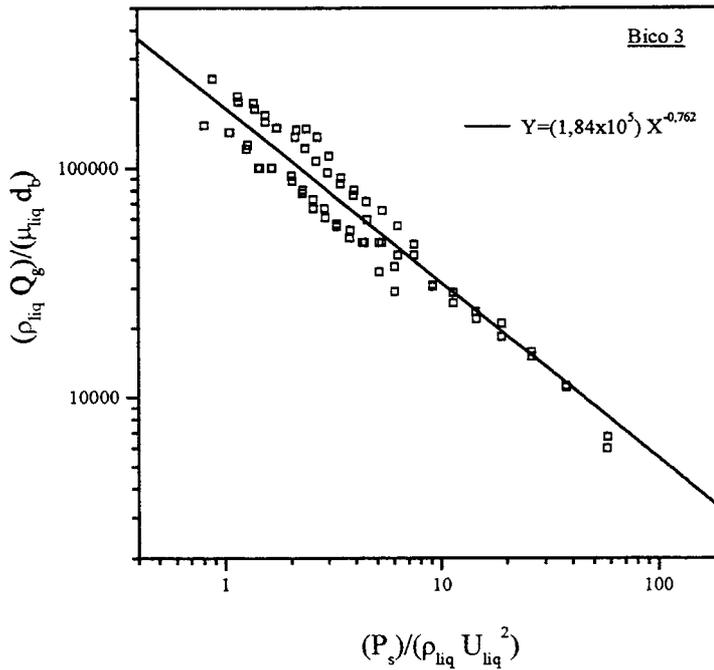


FIGURA 4.14c - Capacidade de auto-aspiração de gás em função das principais variáveis operacionais: bico 3

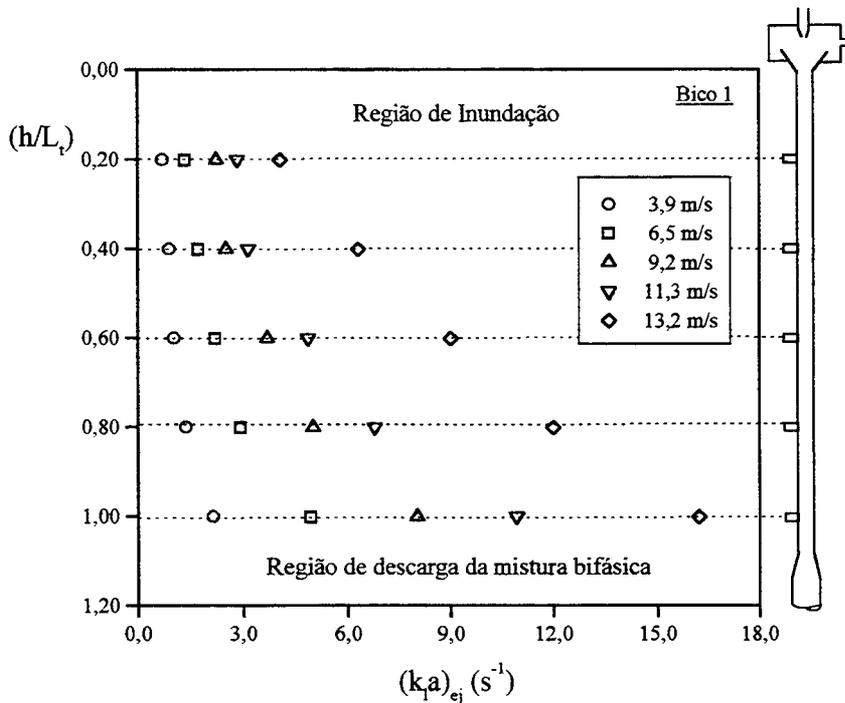


FIGURA 4.15a - Efeito da altura do choque do jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_L a)_{ej}$ para diferentes velocidades do jato: bico 1

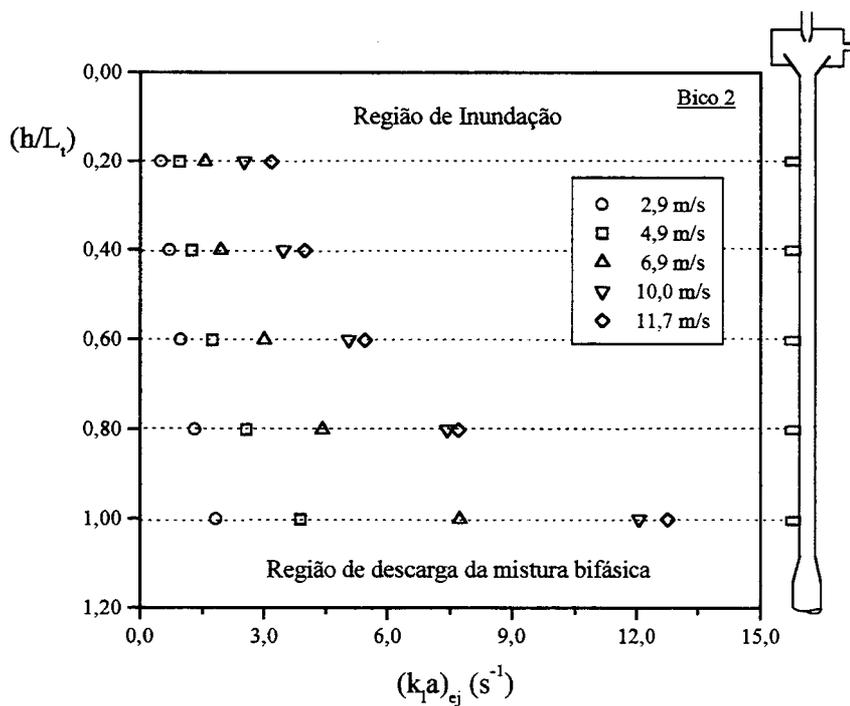


FIGURA 4.15b - Efeito da altura do choque do jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_a a)_{ej}$ para diferentes velocidades do jato: bico 2

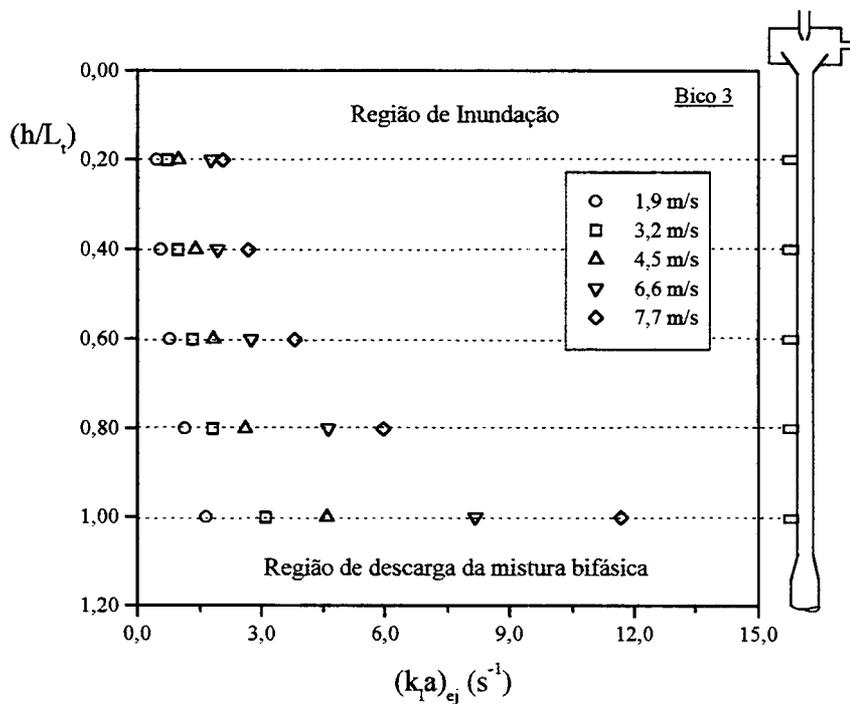


FIGURA 4.15c - Efeito da altura do choque do jato sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_a a)_{ej}$ para diferentes velocidades do jato: bico 3

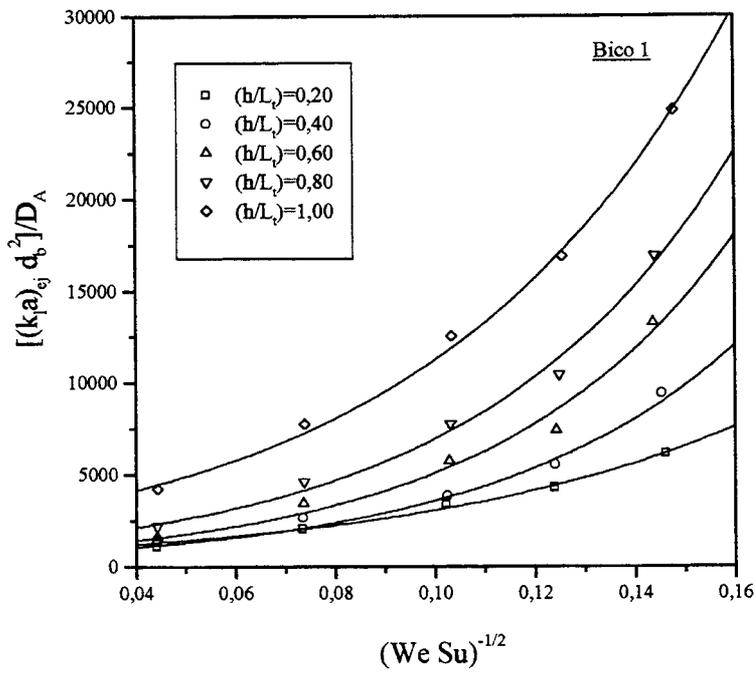


FIGURA 4.16a - Correlações propostas para o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes alturas de choque do jato: bico 1

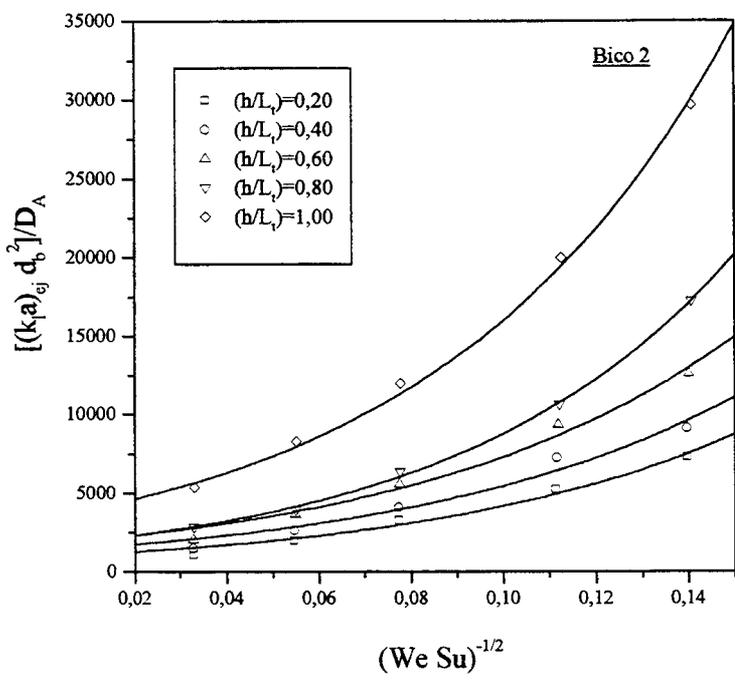


FIGURA 4.16b - Correlações propostas para o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_{\ell}a)_{ej}$ para diferentes alturas de choque do jato: bico 2

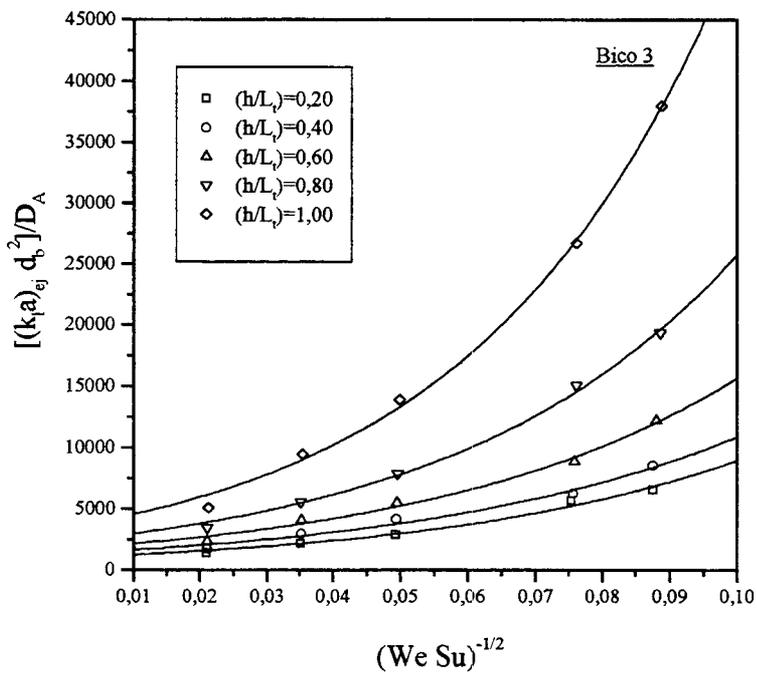


FIGURA 4.16c - Correlações propostas para o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_\ell a)_{ej}$ para diferentes alturas de choque do jato: bico 3

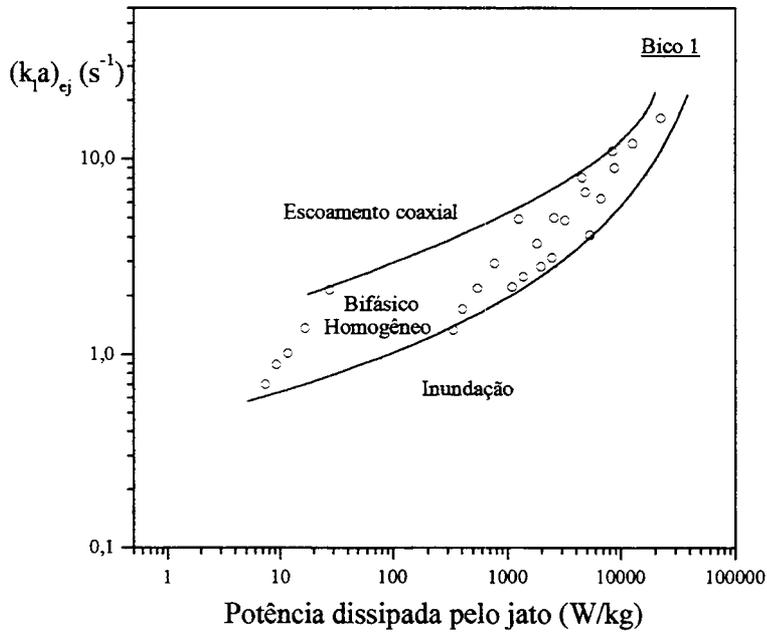


FIGURA 4.17a - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre o $(k_\ell a)_{ej}$: mapeamento dos tipos de escoamento para o bico 1

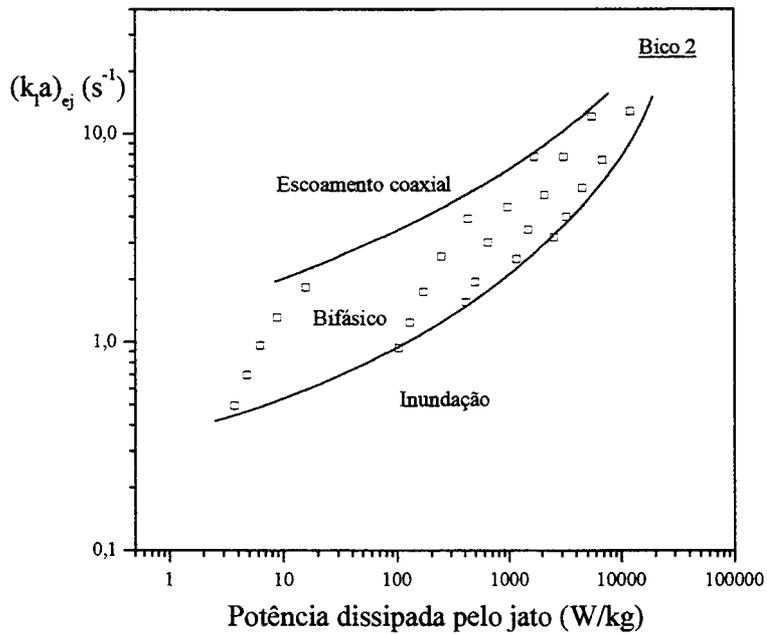


FIGURA 4.17b - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre o $(k_l a)_{ej}$: mapeamento dos tipos de escoamento para o bico 2

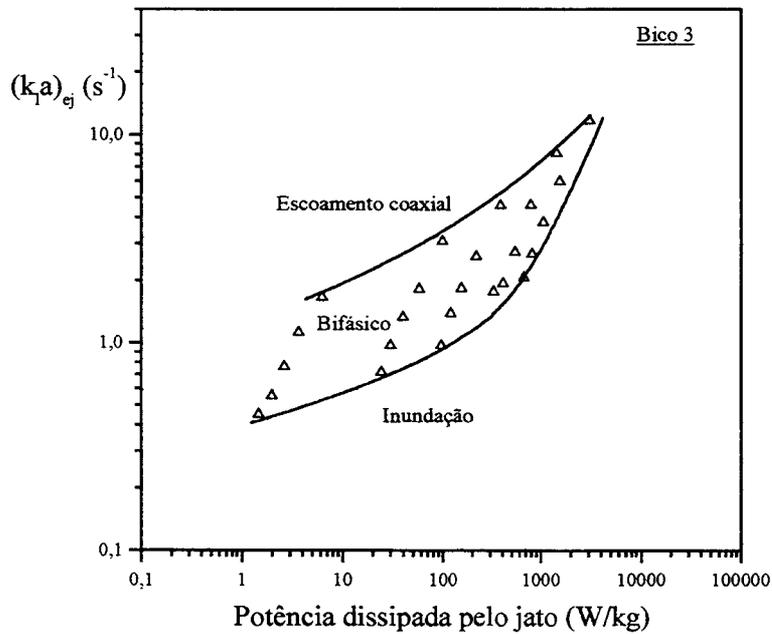


FIGURA 4.17c - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre o $(k_l a)_{ej}$: mapeamento dos tipos de escoamento para o bico 3

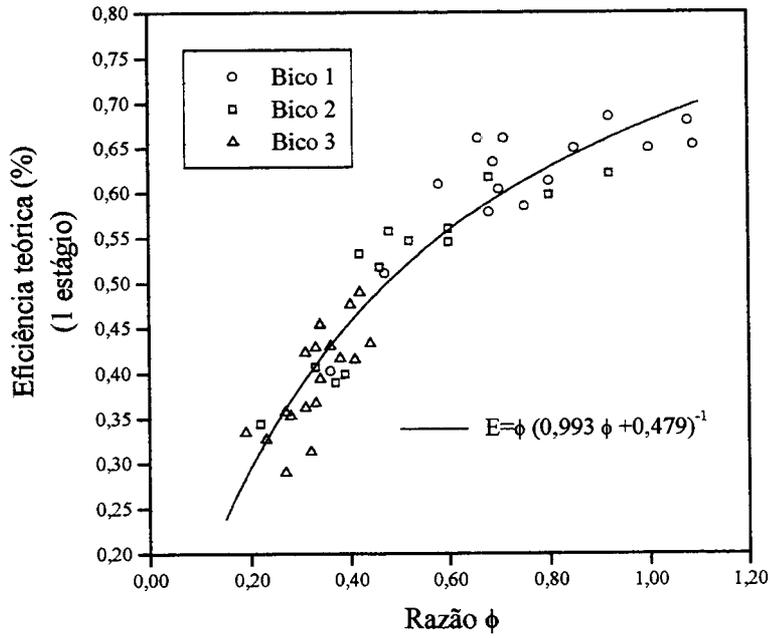


FIGURA 4.18 - Efeito da potência específica dissipada pelo jato sobre a taxa molar de absorção de oxigênio em água

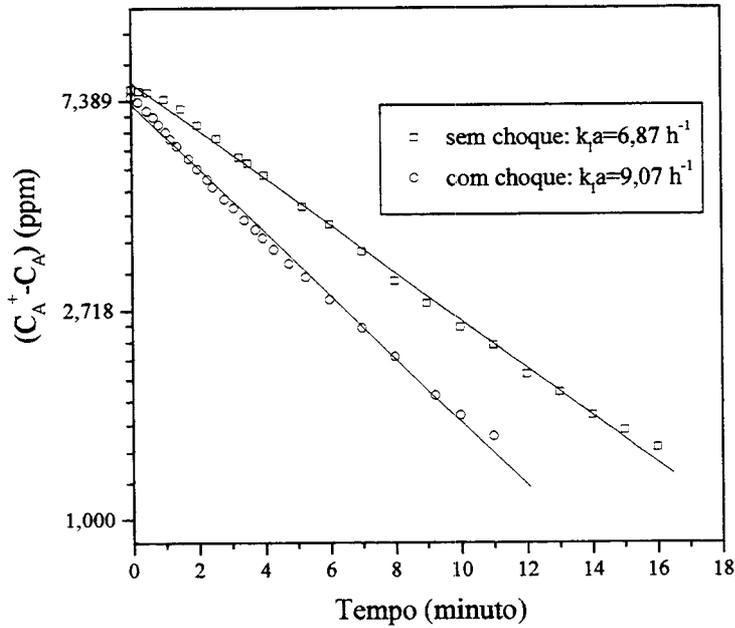


FIGURA 4.19 - Efeito do choque de líquido sobre a lâmina de água do tanque pulmão T_1 sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa global ($k_L a$): bico 2

CAPÍTULO 5

DISCUSSÕES

5.1 CONCEPÇÃO E FABRICAÇÃO MECÂNICA DO EJETOR

O acrílico mostrou-se adequado como material construtivo do ejetor líquido-gás, permitindo uma nítida visualização do escoamento nas câmaras de sucção e mistura, bem como do choque do jato de líquido. A sua alta resistência à flexão (1000-1200 kgf/cm²) fornece grande segurança durante a conexão/desconexão do ejetor à planta, uma vez que este polímero suporta a um grande esforço sem apresentar ruptura. Ainda, a sua alta resistência ao impacto, quando comparada à do vidro, não dá o desconforto de manipulação usual de um objeto frágil.

Durante a usinagem de peças em acrílico deve-se evitar a lubrificação da ferramenta de corte com álcool ou qualquer outro solvente orgânico, pois a rápida refrigeração da peça, causada pela evaporação do solvente, poderá causar fratura frágil da peça, trincando tal como um vidro.

O acrílico permite o uso de fluidos tixotrópicos a base de polimetacrilatos para vedação nos flanges, apresentando total compatibilidade química. A combinação desse adesivo com uma junta de borracha SBR (estireno-butadieno) de 3 mm de espessura disposta entre os flanges apresentou excelente vedação. A sua utilização foi útil, ainda, como auxiliar para a vedação do encaixe entre o bico e o flange, realizada precipuamente por meio de um *oring* de borracha.

Deve-se ter cuidado, ainda, no aperto de peças rosqueadas no acrílico, comuns em pequenas conexões metálicas. O esforço de compressão radial causado por um aperto exagerado poderá causar trincas indesejáveis na peça.

Na compra de tubos diretamente de fornecedores de acrílico deve-se dar preferência aos produzidos por centrifugação, pois aqueles fabricados por extrusão geralmente apresentam paredes excêntricas e, portanto, são inadequadas à fabricação

mecânica. É importante, ainda, exigir peças tratadas termicamente, nas quais as tensões internas causadas durante a polimerização foram eliminadas.

Visando facilitar a conexão/desconexão do ejetor à planta, seja para a troca de bicos ou para manutenção, uniões rosqueadas ou conexões de engate rápido vedadas por *oring* devem ser adaptadas às suas extremidades (cone convergente e difusor).

Após a colisão do jato na câmara de mistura, a força motriz para o transporte hidráulico da mistura bifásica a jusante desse ponto é extremamente reduzida, principalmente quando comparada à força associada à pressão de bombeamento a montante do bico. Assim, deve-se evitar qualquer tipo de obstáculo com grande perda de carga na saída do ejetor, tais como válvulas solenóides, globo e misturadores estáticos, sob pena de promover facilmente a inundação da câmara de sucção. A situação ideal é a descarga livre da mistura bifásica sob pressão atmosférica diretamente sobre a lâmina d'água de um reservatório qualquer (tanque pulmão, reator, coluna de borbulhamento ou tanque *flash*), cujo nível de líquido esteja a uma altura inferior à do difusor do ejetor. Caso contrário, estará formado um vaso comunicante entre o ejetor e o reservatório, influenciando diretamente na altura da zona de *mixing-shock*. Assim, em uma planta de processos deve-se sempre optar pela instalação de ejetores líquido-gás nos pisos superiores, aproveitando ainda o escoamento por gravidade entre o ejetor e o tanque de separação gás-líquido.

Deve-se ter bastante cuidado na concepção e projeto da linha de admissão de ar por auto-aspiração, evitando o uso de válvulas e acessórios que conduzam a uma elevada perda de carga. No presente trabalho, durante a pré-operação do sistema experimental preliminar, foi instalada uma válvula solenóide de 1/2" de diâmetro nominal e 1/8" de abertura real. Este reduzido orifício criou um espaço praticamente confinado entre a câmara de sucção e a válvula, cujo volume a ser evacuado era extremamente reduzido, gerando uma condição favorável à formação de um elevado vácuo ($\cong 200$ mmHg) na câmara de sucção, proporcionando a sua imediata inundação. Ao *by-passar* esta válvula, apesar do vácuo gerado ter sido mais brando, obteve-se uma vazão de ar muito superior, adequada à operação do ejetor ($\phi \cong 1,0$). Elucidou-se, assim, o conhecimento "folclórico" consagrado na prática industrial sobre os ejetores líquido-gás, de que quanto maior o vácuo gerado melhor o desempenho do equipamento do ponto de vista de capacidade de auto-aspiração. Esta asserção é falsa,

inclusive, à luz da equação de Poiseuille para dutos cilíndricos circulares, onde a vazão de ar é diretamente proporcional à diferença de pressão ($Q_g \propto \Delta P$), mas proporcional à quarta potência do raio ($Q_g \propto R^4$). Para o caso estudado observou-se um valor alto para ΔP_g quando a válvula estava instalada, sugerindo uma vazão proporcionalmente alta para o gás. Porém, a grande constrição causada pelo pequeno orifício da válvula provocou uma baixíssima vazão de ar. Numericamente, a título de exemplo, uma redução do raio da abertura da válvula pela metade reduziria em 16 vezes a vazão de ar, tendo uma influência muito superior à que provocaria uma redução idêntica no valor do diferencial de pressão.

5.2 CARACTERIZAÇÃO HIDRODINÂMICA DO EJETOR

A partir das Figuras 4.1 e 4.2 observa-se que, para uma mesma velocidade do jato, a altura da zona de *mixing-shock* pode ser alterada pela manipulação do valor da pressão na câmara de sucção (vácuo), que por sua vez define o valor da vazão de gás aspirado pelo ejedor. Assim, uma redução no valor da pressão absoluta de sucção (ou seja, um maior vácuo), forçará o estabelecimento da zona de *mixing-shock* nas regiões com menor razão h/L_t , ou seja, nas partes anteriores da câmara de mistura. Desta forma, a ocorrência deste fenômeno em $h/L_t=0$ será sempre a situação de menor vazão de gás aspirado, uma vez que a geração de um maior vácuo na câmara de sucção implica em um maior estrangulamento da válvula de admissão de ar. Se este vácuo ultrapassar um dado valor crítico ocorrerá inundação da câmara de sucção, situação absolutamente indesejável na operação do equipamento. Por outro lado, quando a zona de *mixing-shock* ocorre em $h/L_t=1,0$, tem-se a situação de maior vazão de gás aspirado. A partir desse ponto, uma redução do vácuo na câmara de sucção (maior pressão absoluta) impossibilitará o desenvolvimento do escoamento bifásico homogêneo na câmara de mistura do ejedor, sendo observado apenas o escoamento coaxial ao longo de toda a câmara de mistura.

Esta mesma conclusão pode ser obtida a partir de uma análise dos resultados apresentados nas Figuras 4.4a, 4.4b e 4.4c. Assim, para um dado bico e para uma mesma vazão de líquido, à medida que a vazão volumétrica de gás aumenta o tipo de escoamento obtido modifica-se da condição de inundação para a condição de escoamento coaxial, passando obrigatoriamente pela condição de escoamento bifásico homogêneo.

Nos casos de baixas velocidades do jato de líquido apresentados nas Figuras 4.1 e 4.2 é possível observar um lento deslocamento das bolhas de gás no escoamento bifásico homogêneo, enquanto na Figura 4.3, situação na qual a velocidade do jato é muito superior, visualiza-se na câmara de mistura apenas um jato com características de uma emulsão (cor leitosa). A condição de velocidade do obturador da câmara utilizada nas fotografias apresentadas por estas figuras permitem registrar o escoamento bifásico de forma muito semelhante à percebida pelo olho humano.

Ainda, no caso da Figura 4.3, a localização da zona de *mixing-shock* torna-se mais difícil, uma vez que ocorre uma espécie de pulsação do jato no local da sua colisão com as paredes da câmara de mistura. Mesmo nas condições de baixa velocidade da mistura bifásica, a condição de turbulência no interior da câmara de mistura não permitiu a coalescência de bolhas. Uma análise visual do sistema após o difusor permite constatar a ocorrência de uma distribuição de tamanho de bolhas com diâmetro médio muito reduzido, provavelmente da ordem de dezenas de micra, conclusão respaldada pelo aspecto opaco (tal como uma emulsão) da fase líquida no tanque T_1 .

Assim, sintetizando o conhecimento mais fundamental adquirido neste trabalho sobre a hidrodinâmica de ejetores líquido-gás com escoamento descendente e para o caso em que ocorre auto-aspiração sob pressão atmosférica, pode-se afirmar que: para um ejetor líquido-gás com uma dada geometria, operando sob uma velocidade de jato de líquido previamente fixada e com uma dada pressão absoluta (vácuo) na câmara de sucção, corresponderá uma e somente uma vazão de gás aspirado. Também, a altura em que ocorrerá a zona de *mixing-shock* estará conseqüentemente fixada. Este fenômeno é melhor ilustrado através das Figuras 4.8a, 4.8b e 4.8c, onde cada ponto experimental corresponde a um e somente um valor para a vazão de ar. Estas figuras permitem concluir que, para um dado bico, uma maior velocidade de jato (e de vazão) provoca uma maior amplitude nos valores dos vácuos obtidos entre a região de inundação e a região de descarga da mistura bifásica (onde começa o escoamento coaxial). Dos três bicos utilizados, e para uma mesma vazão de líquido, o bico 1 é o que provoca maior vácuo (menor pressão absoluta) na câmara de sucção, uma vez que quanto maior a velocidade do jato maior é a transferência de quantidade de movimento entre o líquido e o gás na câmara de sucção. O conhecimento dos valores da pressão absoluta na câmara de sucção em função da razão h/L_t é fundamental para o controle automático da altura do choque do jato na câmara de mistura, pois aquela variável é de simples

medição por meio de transdutores de pressão e a sua manipulação é facilmente implementada através de uma válvula de controle com atuação elétrica ou pneumática instalada na linha de ar.

A existência de uma coluna formada pela mistura bifásica gás-líquido no interior da câmara de mistura é condição necessária para a manutenção da pressão negativa (vácuo) na câmara de sucção. Esta coluna funciona como uma “perna” barométrica (selo hidráulico), cuja altura é definida por um balanço de forças exercidas pela pressão dinâmica do jato sobre a área da seção superior da coluna formada, pela diferença entre as forças exercidas pelas pressões atmosférica (após o difusor) e a da câmara de sucção e pela própria força peso da coluna barométrica.

Abaixo das condições críticas de vazão apresentadas na Tabela 4.3 não há ocorrência de choque espontâneo do jato nas paredes da câmara de mistura, sendo necessária a sua indução por meio de um pequeno estrangulamento da válvula V_7 na saída do ejetor. Assim, o choque induzido permite a formação da coluna barométrica, sendo possível manipular a altura da zona de *mixing-shock* modificando-se apenas a pressão de sucção. Nesta situação, o jato de líquido não colide propriamente na parede da câmara de mistura, mas sim sobre a área da seção superior da coluna barométrica (tal como sobre uma lâmina d’água confinada - ver Figuras 4.1 e 4.2), provocando uma pequena oscilação do local de choque. Quando a vazão de líquido atinge o valor crítico, observa-se que o choque do jato na parede da câmara de mistura torna-se espontâneo. Nesse momento ocorre um aumento repentino no valor da vazão de gás aspirado, fenômeno que origina um ponto de inflexão na curva de ϕ vs Q_e , indicado através de uma seta nas Figuras 4.5a, 4.5b e 4.5c. Este comportamento é hipoteticamente creditado à mudança do mecanismo de choque do jato.

Nas situações em que o choque for espontâneo a válvula V_7 deve operar totalmente aberta, uma vez que não há necessidade da sua indução. Neste caso, porém, a localização visual do ponto onde se dá a zona de *mixing-shock* torna-se extremamente difícil devido à alta velocidade do jato (ver Figura 4.3). Como limite para essa situação, temos o momento em que a velocidade do jato é tão alta que já não se define visualmente qualquer transição entre os tipos gerais de escoamento, favorecendo a inundação espontânea e repentina da câmara de sucção causada por qualquer instabilidade no equipamento. Diz-se, então, que o ejetor entrou em colapso. Para os

bicos 1 e 2 observa-se que, no ponto de vazão máxima estudada, ocorre uma nítida diferença entre os valores de vazão de ar aspirado para as curvas de transição coaxial/bifásico e bifásico/inundação. Este fato permite uma operação mais segura do ejetor, pois indica que mesmo na condição de máxima vazão do ejetor não ocorrerá uma transição repentina entre o escoamento coaxial e a situação de inundação da câmara de sucção. Porém, esta situação de inundação iminente é claramente observada na condição de máxima vazão para o bico 3, ponto no qual o ejetor fica em equilíbrio metaestável entre as condições de escoamento coaxial e inundação da câmara de sucção, podendo passar de uma condição para a outra por uma simples flutuação do jato na zona de *mixing-shock*. Este mesmo comportamento pode ser confirmado a partir das Figuras 4.5a, 4.5b e 4.5c, plotando-se ϕ vs Q_ℓ . É importante observar que estes mecanismos não são válidos para o caso em que o gás é admitido na câmara de sucção por compressão externa, situação que não foi analisada nesse trabalho.

Uma análise comparativa entre as Figuras 4.5a, 4.5b e 4.5c, apresentada graficamente através da Figura 4.7, permite concluir que, uma simples troca de bicos no ejetor conduz, para uma mesma vazão de líquido, à obtenção de diferentes faixas de valores para a razão volumétrica gás-líquido. Ainda, a utilização de diferentes bicos possibilita empregar um mesmo ejetor em uma faixa de vazão de líquido muito mais ampla. O equipamento torna-se, assim, multipropósito.

No ejetor estudado observou-se apenas a ocorrência dos escoamentos dos tipos bifásico homogêneo e coaxial (ou escoamento tipo jato). As estruturas de escoamento pistonado (*slug-flow* ou em bolsões), típico quando U_{jato} e ϕ são baixos e o escoamento é do tipo ascendente, e anular (*annular-flow*), característico quando U_{jato} é baixa e a razão ϕ é alta, não foram observadas. OTAKE et al. (1981), por sua vez, trabalhando também com ejetores líquido-gás, citam a ocorrência de escoamento anular para uma razão $\phi=8,0$, obtida com a utilização de compressão externa do fluido secundário. Estes autores reportam, ainda, a ocorrência de escoamento do tipo pistonado ou em bolsões, causado provavelmente pela coalescência das bolhas de gás ainda na câmara de mistura, uma vez que o escoamento era do tipo ascendente com a mistura bifásica em baixa velocidade. Esta última estrutura não foi observada no presente trabalho nem mesmo nas situações em que U_{mist} era muito baixa.

Uma análise comparativa dos trabalhos de OTAKE et al. (1981) e DUTTA & RAGHAVAN (1987) mostra que a tentativa de generalização de um mapa das diferentes estruturas de escoamento observadas no interior da câmara de mistura sobre uma curva entre a razão ϕ e o número de Froude é válido apenas para ejetores com características geométricas idênticas, uma vez que não há concordância entre as faixas experimentais publicadas por estes dois autores para o número de Froude e a estrutura de escoamento correspondente.

Assim, visando simplificar o estabelecimento de um domínio hidrodinâmico de trabalho para os tipos gerais de escoamento, o presente trabalho correlacionou a vazão de ar aspirado e a razão ϕ com a vazão de líquido, de acordo com as Figuras 4.4 (a, b e c) e 4.5 (a, b e c), respectivamente.

Nas situações em que o ejetor operava sob escoamento coaxial ao longo de toda a câmara de mistura, o flutuador do rotâmetro R_3 apresentava uma grande oscilação em torno de um ponto médio. Porém, quando o escoamento bifásico homogêneo era estabelecido em $h/L_t=1,0$ esta oscilação era repentinamente cessada e este foi, juntamente com a simples visualização, um dos critérios utilizados para estabelecer o ponto de transição entre aqueles dois tipos de escoamento.

A utilização de uma câmara de mistura com uma relação geométrica $(L_t/d_t)=15,0$, caracterizando assim um tubo longo, torna-se extremamente importante para o fenômeno de transferência de quantidade de movimento entre as fases líquida e gasosa, uma vez que este tubo é uma extensão da câmara de sucção para a ocorrência daquele fenômeno. Este fato merece ser frisado pois, à primeira vista, pode parecer desnecessário o uso de um tubo tão longo, já que os maiores valores de $(k_{\ell a})_{ej}$ (ver item 5.3) são obtidos quando o choque do jato ocorre em $h/L_t=1,0$, sugerindo, assim, o emprego de um tubo curto. Este raciocínio, porém, despreza a importância de se maximizar a área de contato entre a superfície do jato e o gás adjacente a ele como uma forma de aumentar a razão ϕ , que tem influência positiva sobre o $(k_{\ell a})_{ej}$.

As medidas experimentais do coeficiente de retenção pelo método da altura na câmara de mistura não apresentaram boa reprodutibilidade, provavelmente devido à instabilidade da zona de *mixing-shock*, o que dificultava estabelecer um ponto fixo para o choque. Uma vez que o nitrogênio e o oxigênio presentes no ar são gases pouco

solúveis em fase aquosa, a medida experimental da razão ϕ é um excelente indicativo da estrutura de escoamento obtido, substituindo, assim, o coeficiente de retenção.

Um problema comumente encontrado no dimensionamento de uma unidade de processo que possui um ejetor líquido-gás refere-se ao cálculo da pressão requerida no bombeamento. Não é raro encontrar sistemas de bombeamento superdimensionados, cujos custos de instalação e operação perfazem-se desnecessariamente elevados. Nesse sentido, visando simplificar o projeto desses sistemas, a Figura 4.9 apresenta as curvas de operação hidráulica do ejetor estudado para os três bicos empregados, correlacionando a vazão de líquido com a pressão manométrica requerida no bombeamento imediatamente antes do cone convergente do ejetor.

A Tabela 4.5 apresenta os resultados das regressões lineares sobre os dados experimentais de ϕ vs $1/\sqrt{P_t}$ de acordo com a equação (2.3), proposta originalmente por HENZLER (1980). O cálculo da pressão mínima de bombeamento do fluido motriz para a ocorrência de auto-aspiração é realizado sobre esta curva no ponto em que $\phi=0$, ou seja, através da extrapolação das retas apresentadas nas Figuras 4.10a, 4.10b e 4.10c. Entretanto, este procedimento nem sempre conduz a resultados satisfatórios, uma vez que nem sempre é possível coletar dados experimentais em uma faixa de valores próximos a $\phi=0$, o que permitiria aumentar a confiabilidade da extrapolação. Esta limitação deve-se à necessidade de manutenção da pressão de sucção num dado valor constante durante os experimentos, restringindo, assim, a faixa de variação da pressão de bombeamento. No caso do bico 2, a regressão realizada conduz a uma pressão de bombeamento mínima inferior à atmosférica, indicando claramente a inadequação de tal procedimento. Desta forma, a utilidade destas curvas limita-se à correlação da razão ϕ com a pressão de bombeamento do fluido motriz dentro da faixa de valores estudada e para a pressão de sucção adotada, não sendo recomendada qualquer tipo de extrapolação.

Nos trabalhos de BHAT et al. (1972), BEN BRAHIM et al. (1984) e DUTTA & RAGHAVAN (1987) era possível definir um valor crítico de M_R antes do qual sempre era obtido escoamento coaxial (tipo jato) e depois do qual era possível observar escoamento bifásico homogêneo, uma vez que o choque do jato não sofria indução nas situações em que este não era espontâneo. Assim, aqueles autores associaram a obtenção de escoamento bifásico homogêneo à condição de choque espontâneo,

diferindo do presente trabalho, onde mesmo nas situações nas quais a vazão de líquido não era suficiente para a ocorrência de choque espontâneo, a manipulação da válvula V_7 o induzia. Desta forma, os valores experimentais de M_R apresentados neste trabalho são correlacionados com os números de Morton e de Euler do gás por meio da equação (4.2), cujas curvas plotadas nas Figuras 4.11 (a, b e c) refletem uma média entre os dados experimentais obtidos na condição de transição entre os escoamentos coaxial/bifásico homogêneo ($h/L_t=1,0$) e na transição entre bifásico homogêneo/inundação da câmara de sucção ($h/L_t=0$). Ou seja, de um modo geral, os dados plotados acima desta curva são relativos à situação em que $h/L_t=1,0$ (maior vazão de gás) e abaixo dela estão os dados relativos a $h/L_t=0$ (menor vazão de gás). Como o erro experimental associado a essas medidas estão numa faixa de 5% não se justifica plotar uma curva para cada altura de choque estudada.

Opcionalmente à equação (4.2) pode-se estimar a capacidade de auto-aspiração do ejetor a partir da equação (B.6), cuja vantagem é o fato de relacionar a vazão de gás aspirado com as principais variáveis operacionais (P_s e U_{jato}), embutindo, simultaneamente nos grupos adimensionais utilizados, as propriedades físicas relevantes do fluido motriz. Como desvantagem, pode-se apontar a restrição do uso do modelo apenas ao gás secundário empregado (no caso, o ar atmosférico), bem como a sua validade apenas para uma geometria particular, uma vez que os dados experimentais foram levantados para um dado bico, ou seja, com o valor de d_b constante.

O ejetor estudado apresenta um desempenho energético comparável ao descrito na literatura (CRAMERS et al., 1992a), cuja potência específica dissipada alcançou o valor máximo de 11,0 kW/kg, quando o bico 1 foi empregado.

5.3 CARACTERIZAÇÃO DO FENÔMENO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Em sistemas contínuos onde o escoamento é confinado o método da dessorção de oxigênio é muito mais sensível quando comparado ao método da aeração transiente, permitindo uma correlação muito mais acurada entre o valor de $k_L a$ e as condições dinâmicas do escoamento, já que a análise é realizada localmente apenas sobre o equipamento de interesse e sem considerar os seus acessórios. Assim, este método isola qualquer efeito do cisalhamento da fase gasosa na mistura bifásica sobre o valor de $k_L a$.

Entretanto, a concepção do método da dessorção requer a definição de um volume de referência para a integração da equação (C.11), geralmente escolhido como sendo o volume de líquido presente na mistura bifásica no interior do ejetor para a condição de escoamento analisada. Como esse valor tem uma ordem de grandeza muito inferior à da vazão de líquido adotada no ejetor, o valor de τ_{ej} torna-se muito baixo, definindo um valor elevadíssimo para o parâmetro $k_L a$ através da equação (C.15). A título de ilustração, os valores de $k_L a$ medidos pelo método da dessorção de oxigênio para o ejetor estudado encontram-se na faixa de 0,55-16,7 s⁻¹. A utilização destes valores em cálculos de engenharia conduziria a uma taxa de absorção de oxigênio em fase aquosa aproximadamente 20.000 vezes superior à obtida em sistemas de aeração convencionais. Esta situação é absolutamente irreal, uma vez que a baixa solubilidade do oxigênio em água não permite tal taxa de transferência ($\cong 350 \text{ kgO}_2/\text{m}^3\text{h}$) !

Assim, o método da dessorção de oxigênio deve ser empregado apenas na análise comparativa da eficiência de transferência de massa de um dado equipamento em escoamento confinado, fornecendo valores locais para o parâmetro $k_L a$ que jamais poderão ser empregados em cálculos de engenharia. Para evitar o uso incorreto do $k_L a$ obtido por esse método, deve-se adotar uma nomenclatura que o diferencie do $k_L a$ medido pelo método da aeração transiente. Neste sentido, recomenda-se adicionar um sub-índice na forma $(k_L a)_{ej}$ ou $(k_L a)_{local}$.

Diante do exposto, os trabalhos publicados por CRAMERS et al. (1993) e DIRIX & van der WIELE (1990), cuja medida de $(k_L a)_{ej}$ foi também realizada pelo método da dessorção e cujos resultados encontram-se na mesma faixa de valores do presente trabalho, devem ser analisados com cautela, pois não é possível aplicá-los em cálculos de engenharia, mas somente na análise comparativa de um dado equipamento operando em diferentes condições dinâmicas.

Entretanto, o mérito da utilização do método da dessorção em sistemas contínuos com escoamento confinado está na sua praticidade, pois permite o cálculo de $(k_L a)_{ej}$ unicamente a partir de medidas locais das concentrações de oxigênio antes e depois do equipamento analisado. Assim, visando a localização da condição ótima de transferência de massa de um dado equipamento, o que comumente requer a realização de uma grande quantidade de experimentos, o emprego do método da dessorção é uma excelente opção, seguida, então, pela aplicação do método da aeração transiente apenas na situação otimizada. A utilização deste último possibilita a obtenção de um valor

global para o coeficiente volumétrico de transferência de massa ($k_{\ell}a$), este sim, com significado físico do ponto de vista de engenharia.

Uma das mais intrigantes questões formuladas e não respondidas na literatura sobre a operação de ejetores líquido-gás diz respeito ao efeito da altura de choque sobre os parâmetros de transferência de massa. Quando o equipamento opera sob auto-aspiração em pressão atmosférica é comum o projetista se deparar com a seguinte questão: para otimizar o coeficiente volumétrico de transferência de massa é mais importante operar com o maior valor possível de ϕ (choque em $h/L_{\tau}=1,0$) ou promover o maior contato possível entre as duas fases em escoamento bifásico homogêneo (choque em $h/L_{\tau}=0$)? Esta pergunta é respondida por meio dos resultados apresentados nas Figuras 4.15a, 4.15b e 4.15c. Observa-se que o valor de $(k_{\ell}a)_{ej}$ sempre aumenta à medida que a razão h/L_{τ} aproxima-se de 1,0, para uma mesma velocidade do jato. Ainda, para uma mesma altura de choque, quanto maior o valor de U_{jato} maior será o valor de $(k_{\ell}a)_{ej}$ observado. Vale ressaltar, também, que à medida que a velocidade do jato aumenta ocorre uma maior amplitude entre os valores de $(k_{\ell}a)_{ej}$ obtidos quando o choque ocorre em $h/L_{\tau}=0$ e $h/L_{\tau}=1,0$. Como conclusão, pode-se asseverar que, visando otimizar o coeficiente volumétrico de transferência de massa $(k_{\ell}a)_{ej}$, o choque de jato deve ocorrer em $h/L_{\tau}=1,0$ com a maior velocidade de jato admissível, variável diretamente relacionada com a vazão de projeto do ejetor.

A Tabela 4.12 apresenta os resultados obtidos no estudo de transferência de massa do ejetor analisado, com a aplicação do método da dessorção de oxigênio, sendo possível concluir que dentre os três bicos empregados, o bico 1 fornece um valor de $(k_{\ell}a)_{ej}$, na condição de $U_{jato}=13,2$ m/s e com o choque em $h/L_{\tau}=1,0$, 28 % superior ao máximo encontrado nos outros dois bicos.

Este método permitiu a realização de medidas de $(k_{\ell}a)_{ej}$ no equipamento com uma sensibilidade tal que uma pequena mudança nas condições dinâmicas dos escoamentos das correntes gasosa e líquida era suficiente para alterar significativamente o valor de $(k_{\ell}a)_{ej}$. Desta forma, foi possível definir os perfis de $(k_{\ell}a)_{ej}$ vs (h/L_{τ}) nas Figuras 4.15 (a, b e c).

As condições dinâmicas de escoamento que originaram valores otimizados para o coeficiente $(k_{\ell}a)_{ej}$ foram investigados, ainda, através do método da aeração transiente,

fornecendo valores de $k_L a$ muito próximos entre os três bicos empregados, conforme resultados apresentados na Tabela 4.15. Observa-se que o bico 2 apresenta um valor de $k_L a$ pouco superior ao do bico 1, provavelmente devido à maior recirculação de líquido quando da aplicação do bico 2, originando maior turbulência nos tanques T_1 e T_2 e, conseqüentemente, maior taxa de absorção de oxigênio.

O método da aeração transiente não possibilitou a definição de um perfil de $(k_L a)$ vs (h/L_T) , tal como nas Figuras 4.15 (a, b e c), uma vez que este método não tem sensibilidade suficiente para fazer com que o valor de $k_L a$ responda a pequenas variações nas condições de escoamento. Ou seja, o fato das medidas de concentração de oxigênio serem realizadas no interior do tanque T_1 , considerando a influência de todo o sistema sobre o valor de $k_L a$, mascara o efeito da condição dinâmica do escoamento sobre o valor deste parâmetro.

Outro fato interessante sobre a transferência de massa em ejetores líquido-gás diz respeito à influência da concepção e geometria do tanque pulmão instalado na saída do ejetor, local onde ocorrerá a separação entre as fases líquida e gasosa, e que deverá ser projetado visando principalmente maximizar o tempo de contato entre estas fases. Visando comprovar a sua influência sobre o valor do parâmetro $k_L a$, foi realizado um experimento no qual o líquido bombeado do tanque T_2 era admitido no tanque T_1 em duas diferentes situações: (1) sob a lâmina de água do tanque T_1 (sem choque) e (2) sobre essa lâmina de água, situação que permitia um choque turbulento do líquido recirculado. Assim, utilizando o bico 2 na mesma condição operacional dada na Tabela 4.15, o valor de $k_L a$ aumentou de $6,87 \text{ h}^{-1}$ para $9,07 \text{ h}^{-1}$, respectivamente adotando a situação sem choque e com choque. Este fato demonstra que, embora o ejetor produza uma mistura bifásica com a dispersão de finíssimas bolhas de gás, a eficiência de transferência de massa global do sistema depende fortemente do tempo de contato e do tipo de escoamento adotados no tanque de separação a jusante do ejetor.

A partir das Figuras 4.17 (a, b e c) observa-se que o coeficiente volumétrico de transferência de massa local $(k_L a)_{ej}$ aumenta com a potência específica dissipada pelo jato, sendo possível mapear nestas curvas uma região (em escala di-log) onde ocorre escoamento bifásico homogêneo.

A eficiência de transferência padrão ($TE_{\text{padrão}}$) do ejetor estudado, para os três bicos empregados e na condição crítica de operação dada pela Tabela 4.3, foi da ordem de 0,08 kgO₂/kWh. Este valor tem uma ordem de grandeza aproximadamente 10 vezes inferior à faixa reportada por METCALF & EDDY (1987) na Tabela 2.2. Este parâmetro, porém, apresentou um valor em torno de 0,40 kgO₂/kWh quando a vazão de líquido era fixada em 1/3 da vazão crítica, uma vez que naquela condição operacional, embora a taxa de absorção fosse 4 vezes menor, a energia gasta no bombeamento era quase 20 vezes menor quando comparada à crítica.

Assim, a otimização da eficiência de transferência de massa do ejetor deve ser realizada através da escolha de um módulo de escala para o equipamento que forneça uma elevada taxa de absorção com o mínimo consumo de energia no bombeamento. Este objetivo pode ser facilmente alcançado com a redução da velocidade nominal de projeto no bico, o que provocaria uma redução na pressão requerida no bombeamento e conseqüentemente uma enorme queda no consumo energético. Esta alteração não representaria prejuízos significativos na taxa de absorção, como comprova os dados de $k_L a$ apresentados na Tabela 4.15, onde o valor de $k_L a$ para o bico 3, que opera com uma velocidade de 7,7 m/s, foi semelhante ao valor de $k_L a$ para o bico 1, cuja velocidade era de 13,3 m/s.

Observando globalmente o sistema estudado apenas do ponto de vista de transferência de massa, sem considerar a sua eficiência energética na escala adotada, é possível destacar o seu excelente desempenho, com uma taxa específica de transferência de oxigênio da ordem de 0,057 kgO₂/m³h, valor muito superior ao reportado por RAMALHO (1983) para aeradores superficiais, cujo valor é da ordem de 0,019 kgO₂/m³h.

5.4 ASPECTOS OPERACIONAIS DOS EJETORES LÍQUIDO-GÁS

Os ejetores líquido-gás em escoamento descendente com auto-aspiração de gás sob pressão atmosférica devem ser postos em operação seguindo os seguintes passos:

- (1) Abrir totalmente a válvula de descarga da mistura bifásica e a válvula de admissão de ar;
- (2) Fechar totalmente a válvula de admissão de fluido primário;

- (3) Dar partida na bomba de alimentação do ejetor e regular a vazão desejada;
- (4) Se não houver choque espontâneo do jato na câmara de mistura, induzi-lo pela manipulação da válvula de saída do ejetor, forçando o seu estabelecimento pouco antes do difusor;
- (5) Fechar a válvula de admissão de ar até que a vazão de ar aspirado apresente sinais de ter alcançado regime estacionário (um indicativo pode ser a estabilização do flutuador do rotâmetro de ar) ou até que o choque se estabilize em $(h/L_t)=1,0$;
- (6) Para promover a parada do ejetor basta desligar o motor da bomba centrífuga que alimenta o ejetor.

5.5 PROPOSTA DE UMA ROTINA SIMPLIFICADA DE PROJETO

O desenho mecânico do ejetor líquido-gás proposto deve seguir as relações geométricas descritas no item 3.1.1.

Visando otimizar o fenômeno de transferência de massa, o ejetor deve operar com a zona de *mixing-shock* localizada em $h/L_t=1,0$, conforme discutido no item 5.3.

A rotina de projeto formulada abaixo permite o cálculo das principais variáveis operacionais e dos parâmetros mais importantes nos fenômenos de transferência de quantidade de movimento e massa.

Rotina simplificada de projeto:

- (1) Com a vazão nominal de projeto requerida, definir o bico a ser utilizado através da Figura 4.7, privilegiando sempre o que fornecer o maior valor para a razão ϕ ;
- (2) Entrar na Figura 4.9 com a vazão nominal de projeto e definir a pressão de bombeamento para o bico escolhido ou usar as equações abaixo para o cálculo.

$$\text{Bico 1: } P_{\ell}^{\text{man}} = \frac{0,543 Q_{\ell}}{1 - 0,374 Q_{\ell}} \quad (5.1)$$

$$\text{Bico 2: } P_{\ell}^{\text{man}} = \frac{0,383 Q_{\ell}}{1 - 0,358 Q_{\ell}} \quad (5.2)$$

$$\text{Bico 3: } P_{\ell}^{\text{man}} = \frac{0,352 Q_{\ell}}{1 - 0,264 Q_{\ell}} \quad (5.3)$$

onde $[Q_{\ell}] = \text{m}^3/\text{h}$ e $[P_{\ell}^{\text{man}}] = \text{kgf}/\text{cm}^2$.

(3) Entrar com a vazão de líquido na Figura 5.1 e definir a vazão de ar aspirado. As curvas apresentadas nessa figura referem-se às que representam a transição entre os escoamentos coaxial e bifásico (choque em $h/L_r=1,0$) na Figura 4.4 (a, b e c). Alternativamente, a vazão de ar aspirado pode ser calculada a partir das equações (5.4), (5.5) e (5.6).

$$\text{Bico 1: } Q_g = -0,423 + 2,05 Q_{\ell} - 1,46 Q_{\ell}^2 + 0,631 Q_{\ell}^3 \quad (5.4)$$

$$\text{Bico 2: } Q_g = -0,589 + 2,50 Q_{\ell} - 1,90 Q_{\ell}^2 + 0,685 Q_{\ell}^3 \quad (5.5)$$

$$\text{Bico 3: } Q_g = -1,23 + 7,58 Q_{\ell} - 16,3 Q_{\ell}^2 + 16,9 Q_{\ell}^3 - 7,99 Q_{\ell}^4 + 1,40 Q_{\ell}^5 \quad (5.6)$$

onde $[Q_g] = \text{m}^3/\text{h}$ e $[Q_{\ell}] = \text{m}^3/\text{h}$.

(4) Calcular a pressão absoluta na câmara de sucção utilizando a Figura 5.2 (construída a partir das Figuras 4.14 - a, b e c) ou por meio das equações descritas abaixo (ver restrições quanto à aplicação destas equações na Tabela 4.11):

$$\text{Bico 1: } \left(\frac{Q_g \rho_{\ell}}{\mu_{\ell} d_b} \right) = 1,29 \times 10^5 \left(\frac{P_s}{\rho_{\ell} U_{\text{jato}}^2} \right)^{-0,772} \quad (5.7)$$

$$\text{Bico 2: } \left(\frac{Q_g \rho_\ell}{\mu_\ell d_b} \right) = 1,51 \times 10^5 \left(\frac{P_s}{\rho_\ell U_{\text{jato}}^2} \right)^{-0,741} \quad (5.8)$$

$$\text{Bico 3: } \left(\frac{Q_g \rho_\ell}{\mu_\ell d_b} \right) = 1,84 \times 10^5 \left(\frac{P_s}{\rho_\ell U_{\text{jato}}^2} \right)^{-0,762} \quad (5.9)$$

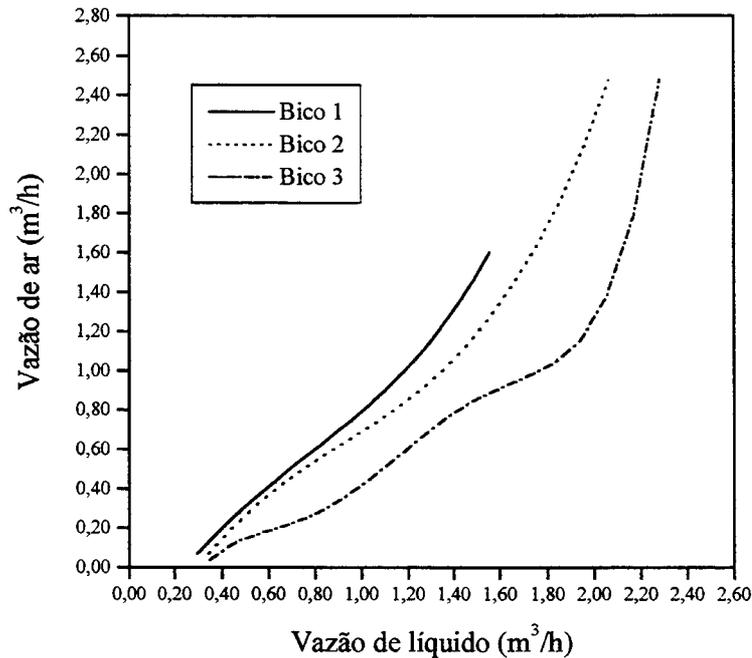


FIGURA 5.1 - Capacidade de auto-aspiração de gás quando o choque ocorre em $(h/L_t)=1,0$

(4) Calcular a pressão absoluta na câmara de sucção utilizando a Figura 5.2 (construída a partir das Figuras 4.14 - a, b e c) ou por meio das equações descritas abaixo (ver restrições quanto à aplicação destas equações na Tabela 4.11):

$$\text{Bico 1: } \left(\frac{Q_g \rho_\ell}{\mu_\ell d_b} \right) = 1,29 \times 10^5 \left(\frac{P_s}{\rho_\ell U_{\text{jato}}^2} \right)^{-0,772} \quad (5.7)$$

$$\text{Bico 2: } \left(\frac{Q_g \rho_\ell}{\mu_\ell d_b} \right) = 1,51 \times 10^5 \left(\frac{P_s}{\rho_\ell U_{\text{jato}}^2} \right)^{-0,741} \quad (5.8)$$

$$\text{Bico 3: } \left(\frac{Q_g \rho_\ell}{\mu_\ell d_b} \right) = 1,84 \times 10^5 \left(\frac{P_s}{\rho_\ell U_{\text{jato}}^2} \right)^{-0,762} \quad (5.9)$$

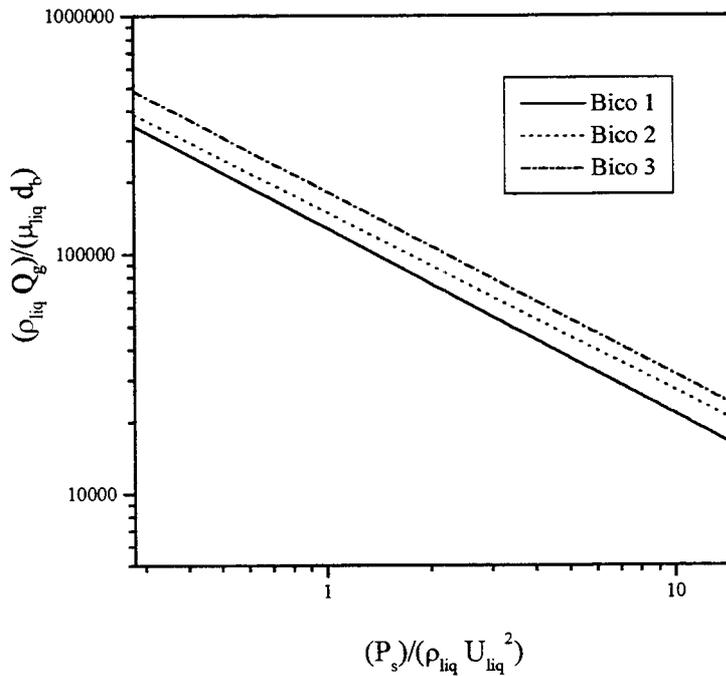


FIGURA 5.2 - Capacidade de auto-aspiração do gás em função das principais variáveis operacionais

(5) Entrar na Figura 5.3 para calcular o coeficiente volumétrico de transferência de massa local em $(h/L_\tau)=1,0$, ou usar uma das equações abaixo (ver restrições quanto à aplicação destas equações na Tabela 4.14). Os valores de $(k_\ell a)_{ej}$ devem ser utilizados apenas para fins comparativos entre diferentes condições dinâmicas do equipamento.

$$\text{Bico 1: } \left[\frac{(k_\ell a)_{ej} d_b^2}{D_A} \right] = 2,14 \times 10^3 \exp \left[16,6 (\text{Su We})^{-1,2} \right] \quad (5.10)$$

$$\text{Bico 2: } \left[\frac{(k_\ell a)_{ej} d_b^2}{D_A} \right] = 3,38 \times 10^3 \exp \left[15,5 (\text{Su We})^{-1,2} \right] \quad (5.11)$$

$$\text{Bico 3: } \left[\frac{(k_\ell a)_{ej} d_b^2}{D_A} \right] = 3,48 \times 10^3 \exp \left[26,9 (\text{Su We})^{-1,2} \right] \quad (5.12)$$

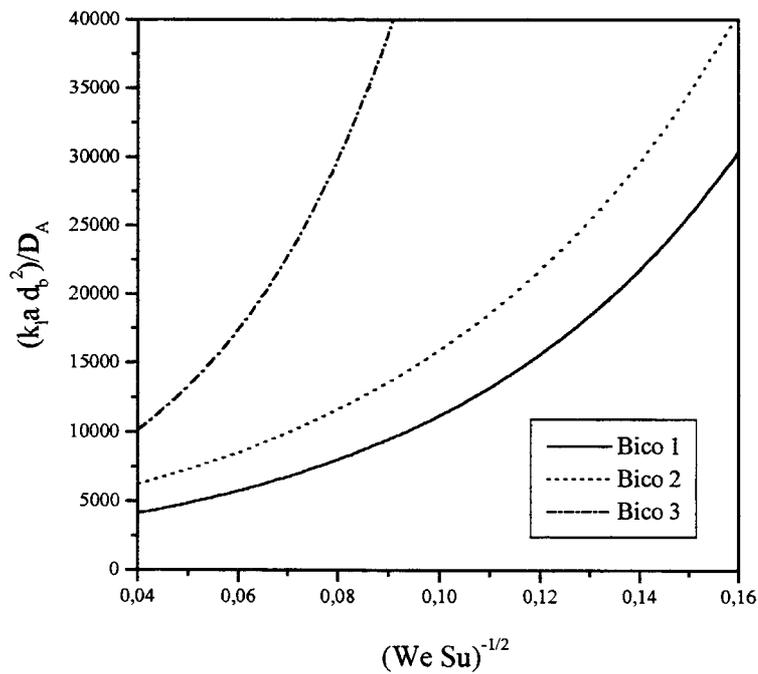


FIGURA 5.3 - Correlações propostas para $(k_L a)_{ej}$ quando o choque ocorre em $(h/L_t)=1,0$

- (6) Para fins de cálculos de engenharia, utilizar os seguintes valores de $k_L a$, válidos quando o choque do jato ocorre em $(h/L_t)=1,0$ e na vazão de líquido crítica dada pela Tabela 4.3.

$$\text{Bico 1: } k_L a = 6,07 \text{ h}^{-1} \quad (5.13)$$

$$\text{Bico 2: } k_L a = 6,87 \text{ h}^{-1} \quad (5.14)$$

$$\text{Bico 3: } k_L a = 6,22 \text{ h}^{-1} \quad (5.15)$$

- (7) Calcular a taxa molar de absorção de oxigênio entrando com o valor da potência dissipada pelo jato (equação 2.6) na Figura 4.18 ou por meio da equação (4.4).

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES

- 1) O ejetor líquido-gás estudado permite o contato entre o fluido motriz e o fluido secundário por auto-aspiração deste último, dispensando qualquer tipo de compressão externa.
- 2) É possível o controle da altura de choque do jato de líquido (zona de *mixing-shock*) na câmara de mistura do ejetor apenas pela manipulação do valor da pressão absoluta (vácuo) na câmara de sucção por meio da válvula instalada na linha de admissão de gás aspirado. No caso de auto-aspiração sob pressão atmosférica, a vazão de gás aspirado é uma variável dependente da vazão de líquido. Ou seja, para uma dada vazão de líquido existe uma e somente uma vazão de gás correspondente, desde que P_s , U_{jato} e as relações geométricas do ejetor estudado sejam mantidas constantes.
- 3) Torna-se extremamente difícil a manutenção do escoamento bifásico homogêneo a partir das condições críticas de operação, pois a própria instabilidade da zona de *mixing-shock* pode proporcionar a transição repentina entre o escoamento coaxial e a inundação da câmara de mistura.
- 4) Dos três bicos utilizados e para uma mesma vazão de líquido, o bico 1 é o que provoca maior vácuo (menor pressão absoluta) na câmara de sucção e maior capacidade de auto-aspiração de gás, uma vez que a sua velocidade de jato é sempre superior à dos demais, conduzindo a uma maior transferência de quantidade de movimento entre as fases líquida e gasosa.
- 5) A indução do choque do jato na câmara de sucção pode ser realizada ou pelo estrangulamento da válvula de descarga do ejetor ou, como sugerido por BRAHIM et al. (1984), pela manipulação do valor da pressão em um tanque *flash* instalado na saída do equipamento.

- 6) O método da dessorção de oxigênio deve ser empregado apenas na análise comparativa da eficiência de transferência de massa de equipamentos de contato gás-líquido em escoamento confinado, fornecendo valores locais para o parâmetro $(k_L a)_{ej}$ que jamais poderão ser empregados em cálculos de engenharia.
- 7) Os resultados publicados por CRAMERS et al. (1993) e DIRIX & van der WIELE (1990), cujos valores de $(k_L a)_{ej}$ foram também obtidos pelo método da dessorção na mesma faixa do presente trabalho, devem ser analisados com cautela, pois não é possível aplicá-los em cálculos de engenharia, mas somente para análise comparativa de um dado equipamento operando em diferentes condições dinâmicas.
- 8) Visando otimizar o coeficiente volumétrico de transferência de massa o choque do jato deve ocorrer em $(h/L_t)=1,0$ com a maior velocidade de jato admissível. Dentre os três bicos empregados, o bico 1 forneceu um valor de $(k_L a)_{ej}$, na condição de $U_{jato}=13,3$ m/s e com o choque em $h/L_t=1,0$, 28% superior ao máximo encontrado nos outros dois bicos.
- 9) Embora o ejetor produza uma mistura bifásica com a dispersão de pequeníssimas bolhas de gás, a eficiência de transferência de massa global do sistema pode ser bastante reduzida caso o tempo de contato entre as fases envolvidas seja pequeno. Alterando a concepção de retorno do líquido do tanque T_2 para o tanque T_1 , foi possível elevar o valor de $k_L a$ de $6,87 \text{ h}^{-1}$ para $9,07 \text{ h}^{-1}$.
- 10) A eficiência de transferência padrão ($TE_{padr\tilde{a}o}$) do ejetor estudado variou de 0,08 a 0,40 $\text{kgO}_2/(\text{kWh})$. Esta última situação foi obtida em condições de vazão de líquido fixado em 1/3 da vazão crítica, situação na qual a taxa de absorção era 4 vezes inferior à observada na vazão crítica, embora a energia gasta no bombeamento fosse quase 20 vezes menor.
- 11) As altas taxas de transferência de massa, obtidas no presente trabalho, indicam o uso do ejetor líquido-gás estudado como um reator multifásico, sendo particularmente adequado para reações rápidas. Deve-se, entretanto, otimizar a concepção e geometria do tanque T_2 visando maximizar o tempo de contato entre as duas fases envolvidas.

12) Observando globalmente o sistema estudado apenas do ponto de vista de transferência de massa, é possível destacar o seu excelente desempenho, com uma taxa específica de transferência de oxigênio da ordem de $0,057 \text{ kgO}_2/(\text{m}^3\text{h})$, valor muito superior ao reportado por RAMALHO (1983) para aeradores superficiais, cujo valor é da ordem de $0,019 \text{ kgO}_2/(\text{m}^3\text{h})$.

CAPÍTULO 7

SUGESTÕES

Visando a complementação do estudo realizado, seguem algumas sugestões de natureza tecnológica e de engenharia para futuros trabalhos, bem como algumas sugestões para pesquisadores ou empresários que venham a se interessar pelo assunto:

- 1) O presente trabalho restringiu-se ao projeto e análise de um ejetor líquido-gás com capacidade nominal máxima de $2,0 \text{ m}^3/\text{h}$ para o fluido primário. O aumento de escala visando a construção de equipamentos maiores não garante a obtenção dos mesmos coeficientes de transferência de massa apresentados. Assim, deve-se realizar estudos de *scale-up* do equipamento com o objetivo de confirmar a existência de similaridades hidrodinâmica e de transferência de massa.
- 2) Visando estender a faixa de aplicação das correlações propostas neste trabalho, deve-se realizar os mesmos experimentos com fluidos cujas propriedades físicas cubram uma ampla faixa de valores. Uma boa sugestão seria utilizar os seguintes fluidos motrizes: água, monoetileno glicol e algum tipo de óleo mineral.
- 3) Para a aplicação do ejetor estudado em processos de aeração visando a transferência de oxigênio para uma fase aquosa é importante a realização de um estudo com o objetivo de definir o módulo de escala ótimo para o ejetor. Este equipamento deve fornecer uma elevada taxa de absorção com o mínimo consumo de energia no bombeamento, maximizando, assim, a eficiência de transferência padrão ($TE_{\text{padrão}}$). Este objetivo pode ser facilmente alcançado com a redução da velocidade nominal de projeto no bico, o que provocaria uma redução na pressão requerida no bombeamento e conseqüentemente uma grande queda no consumo energético.
- 4) Para a aplicação do ejetor estudado em reatores tipo *loop* deve-se otimizar a concepção e a geometria do tanque T_2 , com o objetivo de maximizar o tempo de contato entre as duas fases envolvidas. Para esta aplicação, a velocidade nominal de projeto no bico poderá ser mantida em 15 m/s , garantindo uma maior turbulência na

câmara de mistura, uma vez que a eficiência energética nesse caso não é a preocupação principal.

- 5) Devem ser realizadas medidas do coeficiente de retenção do gás na câmara de mistura por técnicas instrumentais (ex: atenuação de raio gama) e do diâmetro médio de bolhas, possibilitando o cálculo da área específica de acordo com a equação (2.12).
- 6) O desenvolvimento de uma rotina de projeto para ejetores líquido-gás baseada em um modelo fenomenológico ou nas leis de conservação (massa, energia e quantidade de movimento) é um campo ainda bastante inexplorado, sendo um tema aberto para trabalhos futuros na área de conhecimento de fenômenos de transporte.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ACHARJEE, D.K.; BHAT, P.A.; MITRA, A.K.; ROY, A.N. Studies on momentum transfer in vertical liquid-jet ejectors. **Ind. J. Technol.**, v.13, p. 205-210, 1975.
- BAREKYAN, A.Sh.; BELYAKOV A.V. [Design of a liquid-gas ejector.] **Izvestija Vyssih Ucebnyh Zavedenij, USSR**, n.8, p.55-59, 1981. (original em russo)
- BAUER, W.G.; FREDRICKSON, A.G.; TSUCHIYA, H.M. Mass transfer characteristics of a venturi liquid-gas contactor. **I&EC Process Design and Development**, n.3, p.178-87, jul. 1963.
- BEN BRAHIM, A.; PREVOST, M.; BUGAREL, R. Momentum transfer in a vertical down flow liquid jet ejector: case of self gas aspiration and emulsion flow. **International Journal of Multiphase Flow**, v.10, n.1, p.79-94, 1984.
- BHAT, P.A.; MITRA A.K.; ROY A.N. Momentum transfer in a horizontal liquid-jet ejector. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.50, p. 313-17, jun. 1972.
- BISWAS, M.N.; MITRA, A.K. Momentum transfer in horizontal multi-jet liquid-gas ejector. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.59, p.634-37, out. 1981.
- BONNINGTON S.T. A guide to jet pump design. **British Chemical Engineering**, v.9, n.3, p. 150-54, março 1964.
- BOUCHER, D.F.; ALVES, G.E. Mecânica dos fluidos e das partículas. In: PERRY, R.H.; CHILTON. C.H. **Manual de Engenharia Química**. 5ª edição. Trad. de Horácio Macedo. Rio de Janeiro: Ed. Guanabara Dois, 1973. Capítulo 5.
- CHARPENTIER, Jean-Claude. Mass transfer coupled with chemical reaction. In: GIANETTO, A., SILVESTON, P.L. **Multiphase chemical reactors: theory, design, scale-up**. Washington: Hemisphere Publishing Co., 1986a. Capítulo 2.

- CHARPENTIER, Jean-Claude. Measurement of gas-liquid parameters. In: GIANETTO, A., SILVESTON, P.L. **Multiphase chemical reactors: theory, design, scale-up.** Washington: Hemisphere Publishing Co., 1986b. Capítulo 4.
- CHUNG, H.S.; PREVOST, M.; BUGAREL, R. Transfert de quantité de mouvement dans ejecteur liquid-gaz vertical. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.62, p.310-13, jun. 1984.
- CRAMERS, P.H.M.R.; SMIT, L.; LEUTERITZ, G.M.; van DIERENDONCK, L.L.; BEENACKERS, A.A.C.M. Hydrodynamics and local mass transfer characteristics of gas-liquid ejectors. **The Chemical Engineering Journal**, v.53, p.67-73, 1993.
- CRAMERS, P.H.M.R.; BEENACKERS, A.A.C.M.; van DIERENDONCK, L.L. Hydrodynamics and mass transfer characteristics of a loop-venturi reactor with a downflow liquid jet ejector. **Chemical Engineering Science**, v.47, n.13/14, p.3557-64, 1992a.
- CRAMERS, P.H.M.R.; VAN DIERENDONCK, L.L.; BEENACKERS, A.A.C.M. Influence of the gas density on the gas entrainment rate and gas hold-up in loop-venturi reactors. **Chemical Engineering Science**, v.47, n.9-11, p.2251-56, 1992b.
- DAVIES, G.S.; MITRA, A.K.; ROY, A.N. Momentum transfer studies in ejectors. **Industrial and Engineering Process Design and Development**, v.6, p. 293-99, 1967.
- de WAAL, K.J.A.; OKESON, J.C. The oxidation of aqueous sodium sulphite solutions. **Chemical Engineering Science**, v.21, p. 559-72, 1966.
- DIRIX, C.A.M.C.; van der WIELE, K. Mass transfer in jet loop reactors. **Chemical Engineering Science**, v.45, n.8, p.2333-40, 1990.
- DUTTA, N.N.; RAGHAVAN, K.V. Mass transfer and hydrodynamic characteristics of loop reactors with downflow liquid jet ejector. **The Chemical Engineering Journal**, v.36, p.111-121, 1987.
- EDELSON, D.; ALLARA, D.L. **AIChE Journal**, v.19, p.638, 1973.

- FAIR, J.R.; STEINMEYER, D.E.; PENNEY, W.R.; BRINK, J.A. Sistemas gás-líquido. In: PERRY, R.H.; CHILTON, C.H. **Manual de Engenharia Química**, Trad. de Horácio Macedo. 5ª edição. Rio de Janeiro: Ed. Guanabara Dois, 1973. Capítulo 18.
- FELDMAN, D. **Polymeric Building Materials**. London: Elsevier Applied Science, 1989. 575 p.
- FOLSOM, R.G. Jet pumps with liquid drive. **Chemical Engineering Progress**, v.44, p.765-70, out. 1948.
- GEANKOPLIS, C. J. **Transport processes and unit operations**. 3ª edição. New York: Prentice Hall, 1993.
- GREENWOOD, T.S. Loop reactors for catalytic hydrogenation. **Chemistry and Industry**, v.3, p.94-97, fev. 1986.
- HENZLER, H.J. [Model describing the suction behaviour of a jet apparatus for gas-liquid systems]. **Chem. Ing. Tech.**, v.52, n.8, p.659-61, 1980. (original em alemão)
- HESKETH, R.P.; RUSSEL, T.W.F.; ETCHELLS, A.W. Bubble size in horizontal pipelines. **AIChE Journal**, v.33, n.4, p.663-67, abr. 1987.
- HOOVER, W.B. Calculate head loss caused by change in pipe size. **Chemical Engineering**, v.7, n.11, p.89-92, nov. 1988.
- JACKSON, M.L.; COLLINS, W.D. Scale-up of a venturi aerator. **I&EC Process Design and Development**, v.3, n.4, out. 1964.
- JACOBS, H.R. Direct-contact condensation. In: KREITH, F.; BOEHM, R.F. (Ed.). **Direct-contact heat transfer**. Washington: Hemisphere Publishing Co., 1988. Capítulo 12: 223-36.
- KUNDU, G.; MUCKERJEE, D.; MITRA, A.K. Experimental studies on a co-current gas-liquid downflow bubble column. **International Journal of Multiphase Flow**, v.21, n.5, p.893-906, 1995

- LANDAU, J.; BOYLE, J.; GOMAA, H.G.; AL TAWELL, A.M. Comparison of methods for measuring interfacial areas in gas-liquid dispersions. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.55, fev. 1977.
- LAURENT, A.; FONTEIX, C.; CHARPENTIER, J.C. Simulation of a pilot scale, liquid motivated, venturi jet scrubber by a laboratory scale model. **AIChE Journal**, v.26, n.2, p.282-87, mar. 1980.
- LEVICH, V.G. **Physicochemical hydrodynamics**. New York: Prentice Hall, 1962.
- LINEK, V. Absorption of pure and of diluted gases accompanied by chemical reaction in a mechanically agitated gas-liquid contactor. **Collection Czechoslov. Commun.**, v.40, p.2442-60, 1975.
- LINEK, V.; VACEK, V. Chemical engineering use of catalyzed sulfite oxidation kinetics for the determination of mass transfer characteristics of gas-liquid contactors. **Chemical Engineering Science**, v.36, n.11, p.1747-68, 1981.
- METCALF & EDDY, Inc. **Wastewater Engineering: treatment, disposal, reuse**. 2^a edição revisada por G. Tchobanoglous. New Delhi: Tata McGraw Hill Publ. Company, 1987. 920 p.
- MEYER, J.M. Versatile program for pressure-drop calculations. **Chemical Engineering**, v.10, n.3, p.139-42, mar. 1980.
- MORAES JÚNIOR, D. **Transporte de líquidos e gases**. São Carlos: Gráfica da Universidade Federal de São Carlos, 1988. Volume 1. 148 p.
- NAGAIHIRO, J.; IWAMOTO, J.; HIGUCHI, K. Experiments for fine air bubble production in liquids using ejectors. **Transactions of the ASAE**, v.35, n.5, p.1581-90, set.-out. 1992a.
- NAGAIHIRO, J.; IWAMOTO, J.; HIGUCHI, K. Flow visualization study on the production mechanism of fine air bubbles in liquids using ejectors. **Transactions of the ASAE**, v.35, n.5, p.1591-95, set.-out. 1992b.

OGAWA, S.; KOBAYASHI, M.; TONE, S.; OTAKE, T. Liquid phase mixing in the gas-liquid jet reactor with liquid jet ejector. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v.15, n.6, p.469-74, 1982.

OGAWA, S.; YAMAGUCHI, H.; TONE, S.; OTAKE, T. Gas-liquid mass transfer in the jet reactor with liquid jet ejector. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v.16, n.5, p.419-25, 1983.

ONO, K. **Aeration apparatus for increasing the dissolved oxygen concentration of water in sewage treatment pond or aquaculturing pond**. C02F003-22. JP 96-34165. 16 jan. 1996; 29 jul. 1997. Patent Chemical Abstracts Section: v.60, 1997.

ORFANIOTIS, A.; LALANE, M.; DOUBROVINE, N.; FONADE, C.; MAYR, B.; MOSER, A. Oxygen transfer and scale-up in bioreactors using hydro-ejectors for gas-liquid contacting. **Bioprocess Engineering**, v.14, n.4, p.211-18, 1996.

OTAKE, T.; TONE, S.; KUBOI, R.; TAKAHASHI, Y.; NAKAO, K. Dispersion of a gas by a liquid-jet ejector. **International Chemical Engineering**, v.21, n.1, p.72-80, jan. 1981.

PADMAVATHI, G.; REMANANDAN RAO. Influence of geometry on gas holdups in a reversed flow jet loop reactor. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.71, p.94-100, fev. 1993.

PALMER, M.; MUSKETT, M. Experimental study of liquid-gas jet ejectors for use in an offshore oil field de-aerator. In: 2ND INTERNATIONAL CONFERENCE ON MULTIPHASE FLOW, 1985, London. **Anais**. London: 1985. p.477-94.

PINEDO, A.A. **Projeto e desempenho de um reator de recirculação para hidrogenação**. Campinas, 1995. 82 p. Dissertação (Mestre em Engenharia de Alimentos) - Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.

- RADHAKRISHNAN, V.R.; MITRA, A.K. Pressure drop, holdup and interfacial area in vertical two-phase flow of multi-jet ejector induced dispersions. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.62, p.170-78, abr. 1984.
- RAMALHO, R.S. **Introduction to wastewater treatment processes**. 2ª edição. New York: Academic Press, 1983.
- SHARMA, M.M.; DANCKWERTS, P.V. **British Chemical Engineering**, v.15, p.522, 1970.
- SPIRIDONOV, E.K. Rational length of the mixing chamber of a water-air ejector. **Thermal Engineering**, v.29, n.7, p.400-402, 1982.
- TEIXEIRA, M.B.F.; SOARES, S.M.S.; VAZ, C.M. Concepção, dimensionamento e análise de ejetores líquido-gás multiorifício de fluxo descendente em simples estágio. In: SEMINÁRIO INTERNO ENGENHO NOVO TECNOLOGIA AGROINDUSTRIAL Ltda., nov. 1992, Rio de Janeiro. **Anais**. Rio de Janeiro: Engenho Novo Tecnologia Agroindustrial Ltda., 1992. 32 p.
- TOBINAGA, S. **Escoamento bifásico em meios porosos**. Rio de Janeiro, 1979. 203 p. Tese (Doutor em Engenharia Química). - Coordenação dos Programas de Pós-graduação em Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- TSIRLIN, A.M.; TRUSHANOV, V.N.; KHODOV, G.Ya. **Journal Appl. Chem. USSR**, v.46, p.2307, 1973.
- von PAWELL, R.G. Dissertação de mestrado, Brunswick, 1936. *Apud*: **Journal of Fluids Mechanics**, v.36, n.4, p.639-55, 1969.
- WAGNEROWSKI, K.; DABROWSKI, C.; MURAWSKI, S.; ODER, R. [Sulfitation of water with an ejector with gas from a rotary furnance. I.]. **Gaz. Cukrow.**, v.83, n.4, p.86-90, 1975. (original em russo)
- WESSELINGH, J.A.; van't HOOG, A.C. **Trans. Inst. Chem. Eng.**, v.48, T69, 1970.

- WITTE, J.H. Efficiency and design of liquid-gas ejectors. **British Chemical Engineering**, v.10, n.9, p.602-607, set. 1965.
- WITTE, J.H. Mixing shock in two-phase flow. **Journal of Fluids Mechanics**, v.36, n.4, p.639-55, 1969.
- YAMAGUCHI, S.; ITO, Y. **Apparatus for decolorization of organic wastewater by ozone**. C02F001-78. JP 94-189204. 11 ago. 1994; 27 fev. 1996. Patent Chemical Abstracts Section, v.61, 1996.
- ZAHRADNÍK, J.; KASTÁNEK, F.; KRATOCHVÍL, J.; RYLEK, M. Hydrodynamic characteristics of gas-liquid beds in contactors with ejector-type gas distributors. **Collection Czechoslovak Chemical Communication**, v.47, n.7, p.1939-49, 1982.
- ZAHRADNÍK, J.; KRATOCHVÍL, J.; RYLEK, M. Gas holdup and interfacial mass transfer in gas-liquid tower contactors with ejector-type gas distributors. **Collection Czechoslovak Chemical Communication**, v.50, n.11, p.2535-44, 1985.
- ZLOKARNÍK, M. **Chemical Engineering Science**, v. 34, p.1265, 1980.
- ZHU, Z. M. Comparisons between motionless mixers and ejectors on their gas-liquid mass transfer performance. **Conference Series Publishing**, v. 18, p.51-61, 1995.

APÊNDICE A - ANÁLISE DIMENSIONAL APLICADA À HIDRODINÂMICA DE EJETORES LÍQUIDO-GÁS EM ESCOAMENTO DESCENDENTE: PREDIÇÃO DE M_R

A análise dimensional realizada neste tópico, originalmente apresentada por DAVIES et al. (1967), objetiva correlacionar a razão mássica gás/líquido com os principais números adimensionais que regem o fenômeno de transferência de quantidade de movimento em ejetores líquido-gás em escoamento descendente com auto-aspiração de gás.

Definindo duas equações para descrever a vazão mássica de gás em função das principais grandezas físicas envolvidas na auto-aspiração de gás em ejetores líquido-gás, vem que:

$$\dot{m}_g = f_1(U_{jato}, \rho_\ell, \mu_\ell, d_b, d_t, \sigma_\ell, g) \quad (A.1)$$

$$\dot{m}_g = f_2(U_{g,s}, \rho_g, \mu_g, d_s, \Delta P_g) \quad (A.2)$$

A partir da equação (A.1) é possível gerar cinco π -grupos adimensionais. O núcleo foi definido após várias tentativas de combinação. São eles:

$$\pi_1 = \frac{\dot{m}_g \sigma_\ell \rho_\ell}{\mu_\ell^3} \quad (A.3)$$

$$\pi_2 = \frac{\mu_\ell^4 g}{\rho_\ell \sigma_\ell^3} \quad (A.4)$$

$$\pi_3 = \frac{\mu_\ell U_{jato}}{\sigma_\ell} \quad (A.5)$$

$$\pi_4 = \frac{d_t \sigma_\ell \rho_\ell}{\mu_\ell^2} \quad (A.6)$$

$$\pi_5 = \frac{d_b \sigma_\ell \rho_\ell}{\mu_\ell^2} \quad (\text{A.7})$$

Utilizando a mesma metodologia, através do Teorema π -Buckingham, é possível gerar três π -grupos a partir da equação (A.2), cujo núcleo foi definido após várias tentativas de combinação. São eles:

$$\pi_6 = \frac{\dot{m}_g}{\rho_g U_{g,s} d_s^2} \quad (\text{A.8})$$

$$\pi_7 = \frac{\mu_g}{\rho_g U_{g,s} d_s} \quad (\text{A.9})$$

$$\pi_8 = \frac{\Delta P_g}{\rho_g U_{g,s}^2} \quad (\text{A.10})$$

Combinando os π -grupos anteriores através de equações não-lineares, vem que:

$$\pi_1 = k_1 \pi_2^{m_1} \pi_3^{m_2} \pi_4^{m_3} \pi_5^{m_4} \quad (\text{A.11})$$

$$\pi_6 = k_2 \pi_7^{m_5} \pi_8^{m_6} \quad (\text{A.12})$$

A partir das equações (A.11) e (A.12) pode-se explicitar \dot{m}_g em função de \dot{m}_ℓ , resultando na definição da razão mássica gás/líquido em função de quatro grupos adimensionais:

$$\frac{\dot{m}_g}{\dot{m}_\ell} = k_3 \left(\frac{\mu_\ell^4 g}{\rho_\ell \sigma_\ell^3} \right)^{m_1} \left(\frac{d_b U_{jato} \rho_\ell}{\mu_\ell} \right)^{m_4} \left(\frac{\rho_g U_{g,s} d_s}{\mu_g} \right)^{m_5} \left(\frac{\Delta P_g}{\rho_g U_{g,s}^2} \right)^{m_6} \quad (\text{A.13})$$

Aplicando a função logarítmica em ambos os membros da equação anterior, resulta em:

$$\log(M_R) = \log k_3 + m_1 \log\left(\frac{\mu_\ell^4 g}{\rho_\ell \sigma_\ell^3}\right) + m_4 \log\left(\frac{d_b U_{jato} \rho_\ell}{\mu_\ell}\right) + m_5 \log\left(\frac{\rho_g U_{g,s} d_s}{\mu_g}\right) + m_6 \log\left(\frac{\Delta P_g}{\rho_g U_{g,s}^2}\right) \quad (A.14)$$

Observa-se experimentalmente (ver Figuras 4.12 e 4.13) a existência de uma relação linear entre os seguintes logaritmos dos grupos adimensionais para o ejetor estudado:

$$(1) \quad \log\left(\frac{d_s U_{g,s} \rho_g}{\mu_g}\right) = m_7 \log\left(\frac{d_b U_{jato} \rho_\ell}{\mu_\ell}\right) \quad (A.15)$$

$$(2) \quad \log\left(\frac{d_s U_{g,s} \rho_g}{\mu_g}\right) = m_8 \log\left(\frac{\Delta P_g}{\rho_g U_{g,s}^2}\right) \quad (A.16)$$

Aplicando as equações (A.15) e (A.16) na equação (A.14), é possível simplificar a equação (A.14), resultando em:

$$M_R = k_5 Eu_g^{b_2} G^{b_1} \quad (A.17)$$

onde: b_1 e b_2 são relações lineares das constantes m_i , com $i=1, \dots, 8$;

$$Eu_g = \text{Número de Euler} = \left(\frac{\Delta P_g}{\rho_g U_{g,s}^2}\right);$$

$$G = Mo^{-1} = \left(\frac{\mu_\ell^4 g}{\rho_\ell \sigma_\ell^3}\right).$$

A equação (A.17) deve ser ajustada aos dados experimentais obtidos em um ejetor particular com geometria e concepção próprias. Para tal, pode-se utilizar diversos métodos de ajuste não-linear multivariável como Simplex, Quasi-Newton ou Identificação Gaussiana. Assim, calculando-se os três parâmetros (k_5 , b_1 e b_2) da equação (A.17), tem-se a equação característica do ejetor em questão, permitindo simular a razão entre as vazões mássicas de gás aspirado e líquido.

APÊNDICE B - ANÁLISE DIMENSIONAL APLICADA À HIDRODINÂMICA DE EJETORES LÍQUIDO-GÁS EM ESCOAMENTO DESCENDENTE: PREDIÇÃO DA VAZÃO VOLUMÉTRICA DE GÁS ASPIRADO

A análise dimensional proposta neste tópico visa correlacionar a vazão volumétrica de gás aspirado com as principais grandezas físicas envolvidas na operação de ejetores líquido-gás com admissão de gás por auto-aspiração. A equação (B.1) define a função utilizada para esse fim, cujo núcleo de trabalho foi definido após várias tentativas:

$$Q_g = f(P_s, U_{jato}, d_b, \rho_\ell, \mu_\ell) \quad (B.1)$$

É possível gerar três π -grupos adimensionais a partir da equação (B.1), dados por:

$$\pi_1 = \frac{Q_g U_{jato} \rho_\ell^2}{\mu_\ell^2} \quad (B.2)$$

$$\pi_2 = \frac{P_s}{\rho_\ell U_{jato}^2} \quad (B.3)$$

$$\pi_3 = \frac{U_{jato} \rho_\ell d_b}{\mu_\ell} \quad (B.4)$$

A equação (B.5) define uma relação não-linear que combina os três π -grupos anteriores na forma:

$$\left(\frac{\pi_1}{\pi_3} \right) = b_1 \pi_2^{b_2} \quad (B.5)$$

onde b_1 e b_2 são constantes empíricas.

Resolvendo a equação anterior, é possível gerar uma equação bastante simplificada, dada por:

$$\left(\frac{Q_g \rho_\ell}{\mu_\ell d_b} \right) = b_1 \left(\frac{P_s}{\rho_\ell U_{jato}^2} \right)^{b_2} \quad (B.6)$$

Observa-se, assim, a existência de uma relação linear entre os logaritmos dos grupos adimensionais anteriores, onde as constantes empíricas b_1 e b_2 podem ser calculadas por algum método de ajuste não-linear.

Tem-se, então, uma equação característica para o ejetor estudado, com a qual torna-se possível correlacionar a vazão volumétrica de gás aspirado (Q_g) com as principais variáveis operacionais (P_s e U_{jato}).

APÊNDICE C - MÉTODO FÍSICO PARA MEDIDA DO COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA PELA DESSORÇÃO DO SOLUTO DISSOLVIDO NA FASE LÍQUIDA

Em regime estacionário, a densidade de fluxo molar de oxigênio no filme líquido da interface gás-líquido pode ser descrita por:

$$N_A = k_\ell (c_A^+ - c_A) \quad (\text{C.1})$$

Multiplicando a equação (C.1) pela área interfacial gás-líquido, define-se um coeficiente de transferência de massa médio no volume ($k_\ell a$), como descrito pela equação abaixo:

$$N_A a = k_\ell a (c_A^+ - c_A) \quad (\text{C.2})$$

A equação anterior pode ser reescrita em regime transiente na forma:

$$\frac{dc_A}{dt} = k_\ell a (c_A^+ - c_A) \quad (\text{C.3})$$

$$Q_\ell = \frac{dV_{ej}}{dt} \quad \text{ou} \quad dt = \frac{dV_{ej}}{Q_\ell} \quad (\text{C.4})$$

Durante a dessorção do oxigênio dissolvido na fase líquida por meio do *stripping* realizado pela corrente de nitrogênio puro (99,9%), pode-se afirmar que todo o oxigênio dessorvido na fase líquida passou para a fase gasosa, justificando o seguinte balanço de massa:

$$Q_\ell (c_A^o - c_A) = Q_g c_{A,g} \quad (\text{C.5})$$

onde a concentração molar de oxigênio no gás pode ser escrita na forma:

$$c_{A,g} = H c_A^+ \quad (\text{C.6})$$

onde He é o número de Henry, diferente da constante de Henry definida pela equação $p_A = H c_A^+$ (Lei de Henry).

Combinando a equação dos gases ideais ($p_A V = n_A R T$) com a equação (C.6), pode-se escrever:

$$p_A = c_{A,g} R T = He c_A^+ R T \quad (C.7)$$

Unindo a equação (C.7) com a Lei de Henry, resulta em:

$$p_A = H c_A^+ = He R T c_A^+ \quad (C.8)$$

Comparando os dois lados da equação (C.8), pode-se definir o número de Henry (He) como:

$$He = \frac{H}{R T} \quad (C.9)$$

onde $[H] = \frac{m^3 \text{ atm}}{\text{gmol}}$, $[He] = \text{adimensional}$ e $R = 8,2057 \times 10^{-5} \frac{m^3 \text{ atm}}{\text{gmol K}}$. A Figura C.1 apresenta uma correlação para o número de Henry em função da temperatura para o sistema oxigênio/água na pressão atmosférica de 735 mmHg.

Unindo as equações (C.5) e (C.6), pode-se explicitar c_A^+ :

$$c_A^+ = \frac{Q_\ell}{Q_g He} (c_A^o - c_A) \quad (C.10)$$

Substituindo c_A^+ da equação anterior na equação (C.3) e com o auxílio da definição dada pela equação (C.4), resulta em:

$$Q_\ell \frac{dc_A}{dV_{ej}} = k_\ell a \left[\frac{Q_\ell}{Q_g He} (c_A^o - c_A) - c_A \right] \quad (C.11)$$

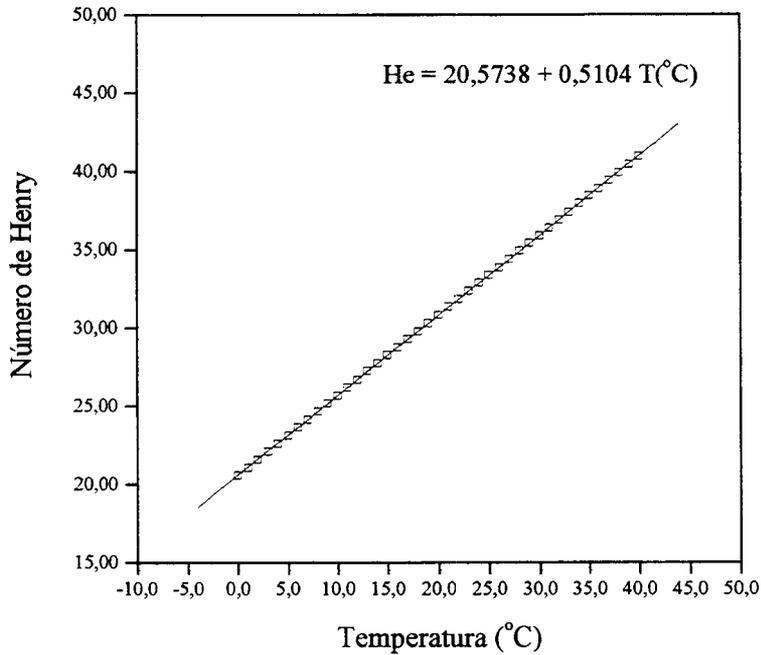


FIGURA C.1 - Relação entre o Número de Henry e a temperatura para o sistema oxigênio/água na pressão de 735 mmHg (adaptado de COLT, J. "Computation of dissolved gas concentrations in water as functions of temperature, salinity and pressure", American Society Special Publication 14, Bethesda, MD, 1984).

A equação (C.11) pode ser reescrita na forma da equação (C.12), permitindo a sua integração no volume de líquido presente na mistura bifásica no interior da câmara de mistura do ejetor, definindo-se assim o coeficiente volumétrico de transferência de massa local para o ejetor $(k_{\ell}a)_{ej}$.

$$\frac{dc_A}{Q_{\ell} c_A^{\circ} - (Q_{\ell} + Q_g He) c_A} = \frac{(k_{\ell} a)_{ej}}{Q_{\ell} Q_g He} dV_{ej} \quad (C.12)$$

Integrando a equação diferencial anterior no intervalo entre as concentrações de entrada e de saída do ejetor para o membro da esquerda, resulta em:

$$\frac{(Q_{\ell} + Q_g He) c_A - Q_{\ell} c_A^{\circ}}{Q_g He c_A^{\circ}} = \exp \left[- (k_{\ell} a)_{ej} V_{ej} \left(\frac{1}{Q_g He} + \frac{1}{Q_{\ell}} \right) \right] \quad (C.13)$$

Simplificando o primeiro termo da equação (C.13), pode-se escrever:

$$\frac{(Q_\ell + Q_g \text{ He}) c_A - Q_\ell c_A^\circ}{Q_g \text{ He } c_A^\circ} = \frac{Q_\ell c_A}{Q_g \text{ He } c_A^\circ} + \frac{c_A}{c_A^\circ} - \frac{Q_\ell}{Q_g \text{ He}} = \left(1 + \frac{Q_\ell}{Q_g \text{ He}}\right) \frac{c_A}{c_A^\circ} - \frac{Q_\ell}{Q_g \text{ He}}$$

onde $1 + \frac{Q_\ell}{Q_g \text{ He}} \cong 1$.

Definindo $\tau_{ej} = \frac{V_{ej}}{Q_\ell} \left(\frac{Q_\ell}{Q_g \text{ He}} + 1 \right)$ e reescrevendo a equação (C.13) com as simplificações anteriores, resulta em:

$$\frac{c_A}{c_A^\circ} = \frac{Q_\ell}{Q_g \text{ He}} + \exp \left[- (k_\ell a)_{ej} \tau_{ej} \right] \quad (\text{C.14})$$

O coeficiente volumétrico de transferência de massa local para o filme líquido pode ser calculado através da equação (C.15), após medidas experimentais de c_A , c_A° , Q_ℓ , Q_g , V_{ej} e T .

$$(k_\ell a)_{ej} = - \frac{1}{\tau_{ej}} \ln \left(\frac{c_A}{c_A^\circ} - \frac{Q_\ell}{Q_g \text{ He}} \right) \quad (\text{C.15})$$

APÊNDICE D - ANÁLISE DIMENSIONAL APLICADA À TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM EJETORES LÍQUIDO-GÁS COM ESCOAMENTO DESCENDENTE

O objetivo da análise dimensional proposta neste tópico é correlacionar o coeficiente volumétrico de transferência de massa local com as principais variáveis operacionais envolvidas no funcionamento de um ejetor líquido-gás com escoamento descendente e com admissão de gás por auto-aspiração.

Nesse sentido, a equação (D.1) mostrou-se adequada para este propósito, gerando, após várias tentativas, um núcleo de trabalho tal que definiu os π -grupos dados pelas equações (D.2) a (D.5).

$$(k_{\ell} a)_{ej} = f(U_{jato}, d_b, \mu_{\ell}, \rho_{\ell}, D_A, \sigma_{\ell}) \quad (D.1)$$

$$\pi_1 = \frac{\rho_{\ell} D_A U_{jato}}{\sigma_{\ell}} \quad (D.2)$$

$$\pi_2 = \frac{\mu_{\ell}}{\rho_{\ell} D_A} = Sc \quad (D.3)$$

$$\pi_3 = \frac{\sigma_{\ell} h}{\rho_{\ell} D_A^2} \quad (D.4)$$

$$\pi_4 = \frac{\rho_{\ell}^2 D_A^3 (k_{\ell} a)_{ej}}{\sigma_{\ell}^2} \quad (D.5)$$

Visando a obtenção de uma equação final simplificada, do ponto de vista experimental, definiu-se, após várias tentativas, a seguinte relação não-linear entre os quatro π -grupos anteriores:

$$(\pi_3^2 \pi_4) = b_1 \exp[b_2 (\pi_1 \pi_2)] \quad (D.6)$$

onde b_1 e b_2 são constantes empíricas do modelo.

Resolvendo a equação anterior, surge a equação final de trabalho (D.7), que define uma relação entre $(k_{\ell}a)_{ej}$ e U_{jato} por meio de uma relação exponencial entre os grupos adimensionais em questão.

$$\left[\frac{(k_{\ell}a)_{ej} d_b^2}{D_A} \right] = b_1 \exp \left[b_2 \left(\frac{U_{jato} \mu_{\ell}}{\sigma_{\ell}} \right) \right] \quad (D.7)$$

Ainda, para o cálculo da difusividade do oxigênio em solução aquosa, deve-se utilizar a equação de Wilke-Chang em unidades SI (GEANKOPLIS, 1993), dada por:

$$D_A = 1,173 \times 10^{-16} (\varphi M_B)^{1/2} \frac{T}{\mu_{\ell} V_A^{0,6}} \quad (D.8)$$

onde $\varphi = 2,6$ para a água, $V_A = 25,6 \times 10^{-3} \frac{m^3}{kgmol}$ e $M_B = 18,02 \frac{kg}{kgmol}$.

ANEXO 1 - PROPRIEDADES MECÂNICAS E COMPATIBILIDADE QUÍMICA DE TUBOS DE ACRÍLICO CENTRIFUGADOS

Os tubos de acrílico disponíveis no comércio varejista são produzidos ou por extrusão ou por centrifugação. Para a aplicação na engenharia de processos deve-se sempre optar pelos tubos desta última categoria, cujo monômero é sujeito a uma reação bastante lenta de polimerização sob atmosfera inerte, sendo, o polímero resultante, submetido a um tratamento térmico para eliminação de tensões internas.

A aplicação deste material construtivo em plantas de processo, e particularmente no estudo de protótipos, pode ser realizada sem problemas de compatibilidade química quando o fluido de trabalho for um ácido ou uma base fraca. Entretanto, jamais deve-se submeter o acrílico ao contato com cetonas, ésteres, compostos aromáticos, hidrocarbonetos clorados, bases fortes ou ácidos muito oxidantes (Norma ASTM D-543), pois haverá algum tipo de ataque químico ou mesmo poderá causar a solubilização do material, situação extrema que provocará o colapso da peça.

A Tabela A.1 relaciona a pressão máxima de trabalho admissível no interior de tubos de acrílico centrifugados em função do seu diâmetro externo e da espessura de parede.

TABELA A.1

Pressão máxima de trabalho no interior de tubos centrifugados*

Diâmetro externo (mm)	Espessura de parede (mm)	Pressão máxima de trabalho (kgf/cm ²)
41	2,50	8,0
	3,00	9,0
	3,50	10,5
	4,00	12,0
52	2,50	6,8
	3,00	8,0
	3,50	9,0
	4,00	12,0
	5,00	15,0
60	2,50	5,5
	3,00	7,0
	3,50	8,2
	4,00	9,0
	5,00	11,3
70	2,50	5,0
	3,00	6,0
	3,50	7,0
	4,00	8,0
	5,00	10,0
80	2,50	4,5
	3,00	5,0
	3,50	5,5
	4,00	7,0
	5,00	9,5
94	3,00	4,0
	3,50	5,0
	4,00	5,5
	5,00	7,8
	6,00	10,0
	7,00	12,0
	8,00	12,5
	9,00	14,5
100	4,00	5,2
	5,00	7,5
	6,00	9,8
	7,00	11,0
	8,00	12,0
	9,00	13,0
	10,00	14,8

(*) Dados adaptados do catálogo técnico da ACRIRESINAS (São Paulo-SP)