

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP  
EXEMPLAR REVISADO  
Data de entrada no Serviço: 07 / 06 / 02  
Ass.: *Acm*

**BASES HIDRODINÂMICAS PARA PROCESSOS  
DE TRANSFERÊNCIA DE GASES EM COLUNAS  
COM DIFUSORES**

**MARCIO RICARDO SALLA**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia  
de São Carlos, da Universidade de São Paulo,  
como parte dos requisitos para a obtenção do  
Título de Mestre em Hidráulica e Saneamento.

**ORIENTADOR : Prof. Dr. Harry Edmar Schulz**

São Carlos  
2002




**FOLHA DE JULGAMENTO**

Candidato: Engenheiro **MÁRCIO RICARDO SALLA**

Dissertação defendida e julgada em 27-05-2002 perante a Comissão Julgadora:

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Assoc. **HARRY EDMAR SCHULZ (Orientador)**  
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)


  
\_\_\_\_\_  
*Travesso*

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. **JOSMAR DAVILSON PAGLIUSO**  
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

\_\_\_\_\_  
*Aprovado*

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. **SÉRGIO RODRIGUES FONTES**  
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

\_\_\_\_\_  
*APROVADO*

  
\_\_\_\_\_  
Profª. Associada **MARIA DO CARMO CALJURI**  
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação  
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e  
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC

## DEDICATÓRIA

*Aos meus pais, razão de tudo...*

*Em memória de minha mãe **Tereza**, conhecida pelos filhos e marido como Lindona, exemplo de mulher guerreira e que se dedicou unicamente à família. Foi quem sempre me incentivou a estudar.*

*Ao meu pai **Roberto**, mais compreensivo impossível, que me ajuda e sempre me ajudou em tudo. Agradeço por ter sido um ótimo marido para minha mãe.*

*Meu irmão **Marquinho**, exemplo de esforço e dedicação no que faz.*

*Meu irmão **Marcelo**, equilibrado e sossegado até demais.*

*À linda **Katiuscia**, por ter me presenteado a **Maria Eduarda**, uma filha maravilhosa, abençoada e protegida por Deus.*

## AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Harry E. Schulz por toda a orientação e incentivo concedidos neste trabalho de mestrado.

Ao Prosab, Edital 3, Tema 1: “Desinfecção de efluentes sanitários, remoção de organismos patogênicos e substâncias nocivas. Aplicações para fins produtivos como agricultura, aquicultura e hidroponia”, Projeto: “Desinfecção de esgotos tratados em lagoas de estabilização e reuso em fertirrigação, piscicultura e hidroponia”, que foi o agente motivador deste mestrado.

Ao técnico do Laboratório de Hidráulica Ambiental do CRHEA, Osni A. Rizato, pela importante ajuda na montagem da coluna.

Ao mestrando e amigo, Guilherme de Lima, pelas sugestões dadas no uso do programa Mathematica 4.

Ao doutorando, Alberto Carlos de Melo Lima, pela ajuda e incentivo dados nos trabalhos realizados com o equipamento Laser.

Ao CNPq, pelo apoio financeiro.



## SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	vii
LISTA DE SÍMBOLOS.....	viii
RESUMO.....	xiv
<i>ABSTRACT</i> .....	xvi
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. Considerações Gerais.....	1
1.2. Objetivos deste trabalho.....	2
1.2.1. Objetivo geral.....	2
1.2.2. Objetivos específicos.....	2
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1. Introdução.....	4
2.2. Lei de Fick.....	6
2.3. Coeficiente de Difusão Molecular.....	7
2.4. Equação Diferencial de Conservação de Massa.....	9
2.5. Processos de Absorção e Dessorção de Gases na Água.....	13
2.6. Modelos Clássicos de Transferência de Massa gás-líquido.....	16
2.6.1. Teoria dos Dois Filmes.....	17
2.6.2. Teoria da Penetração.....	26
2.6.3. Teoria da Renovação Superficial.....	30
2.6.4. Teoria da Penetração de Filme.....	33
2.6.5. Teoria para a Combinação dos Mecanismos de Filme e Renovação Superficial.....	34

2.7. Aeração por Bolhas de ar.....	36
2.7.1. Áreas de interesse para o uso de Difusores de Ar.....	38
2.8. Diâmetro das Bolhas de gás.....	39
2.9. Velocidade Ascensional das Bolhas.....	43
2.10. Área Interfacial.....	47
2.11. Coalescência e Quebra ou Separação de Bolhas.....	49
2.12. Coeficiente de Transferência de Massa.....	52
2.13. Potência Fornecida à Coluna.....	59
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	61
3.1. Descrição das instalações utilizadas.....	61
3.1.1. Coluna.....	61
3.1.2. Bomba de Recirculação.....	67
3.1.3. Redutor de pressão, Filtro, Rotâmetro.....	68
3.1.4. Medição de Oxigênio Dissolvido.....	68
3.1.5. Laser.....	71
3.2. Metodologia empregada.....	77
3.2.1. Deaeração.....	77
3.2.2. Aeração.....	80
3.3. Metodologia dos ensaios.....	83
3.3.1. Curvas de Aeração.....	83
3.3.2. Diâmetro Equivalente das Bolhas.....	84
3.3.3. Velocidade Ascensional das Bolhas.....	88
3.4. Configurações Analisadas.....	91
3.5. Ajuste dos Parâmetros.....	92

3.5.1. Coeficiente Volumétrico $Kla$ de Transferência de Massa Global e Concentração de Saturação $C_s$ .....	92
3.5.2. Estimativa da Área Superficial Total das Bolhas.....	92
3.5.3. Eficiência de Transferência de Oxigênio na Água.....	93
3.5.4. Área Transversal das Bolhas.....	94
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	96
4.1. Curvas de aeração.....	96
4.2. Diâmetro equivalente.....	110
4.3. Eficiência da transferência de massa de oxigênio para a água.....	113
4.4. Campo de Velocidade ascensional das bolhas.....	117
5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	125
ANEXOS.....	127
APÊNDICES.....	145
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	150

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Volume Diferencial de Controle. Fonte: SCHULZ (1992).....	10
Figura 2.2 - Modelo da Teoria dos Dois Filmes. Fonte: SCHULZ (1985).....	18
Figura 2.3 - Esquema da difusão molecular nas fases gasosas e líquidas. Fonte: KRENKEL et al. (1962).....	19
Figura 2.4 - Difusão para gases de alta solubilidade( <i>HCl</i> ). Fonte: LEWIS et al. (1924).....	21
Figura 2.5 - Difusão para gases de baixa solubilidade (Oxigênio). Fonte: LEWIS et al. (1924).....	22
Figura 2.6 - Condições de contorno da concentração no meio líquido. Fonte: SCHULZ (1985).....	25
Figura 2.7 - Modelo da Teoria de Penetração. Fonte: SCHULZ (1985).....	26
Figura 2.8 - Função distribuição de idade superficial $\psi(t)$ na qual cada elemento fluido fica o mesmo período de tempo na interface antes de ser substituído por outro. Fonte: TAYLOR & KRISHNA(1993).....	32
Figura 2.9 - Distribuição de idade superficial de acordo com DANCKWERTS – os elementos passam pela renovação superficial a uma frequência <i>s</i> . Fonte: TAYLOR & KRISHNA(1993).....	32
Figura 2.10 - Teoria da Combinação Filme-Renovação Superficial. Fonte: TREYBAL (1980).....	35
Figura 2.11- Alguns tipos de difusores geradores de bolhas pequenas. Fonte: GIBBON (1974).....	36
Figura 2.12 - Sistema com vários difusores ligados por tubos sendo levantado de um tanque de aeração. Fonte: GIBBON (1974).....	37
Figura 2.13 - Vista de um largo tanque de aeração com sistema de aeração múltipla instalado e em operação. Fonte: GIBBON (1974).....	38
Figura 2.14 - Tamanho inicial de bolhas requerido para água aerada, para realizar a transferência de 95% do oxigênio disponível. Bolhas contendo apenas oxigênio. Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978). As figuras 2.14 e 2.15 foram invertidas em relação à fonte, uma vez que contradiziam as tendências das figuras 2.20e 2.21.....	41



Figura 2.15 - Tamanho inicial de bolhas requerido para água aerada, para realizar a transferência de 95% do oxigênio disponível. Bolhas contendo ar. Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978). As figuras 2.14 e 2.15 foram invertidas em relação à fonte, uma vez que contradiziam as tendências das figuras 2.20e 2.21.....	41
Figura 2.16 - Velocidade terminal de subida de bolhas de gás individuais. Fonte: TREYBAL (1980).....	45
Figura 2.17 - Medidas de velocidade de subida terminal de bolhas em uma coluna com água O - HABERMAN & MORTON (1956); Δ - MOTARJEMI & JAMESON (1978). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).....	46
Figura 2.18 - Frequência de bolhas passando, frequência de coalescência e quebra, em função da altura a partir do bocal. O - frequência de bolhas passando; Δ - frequência de quebra de bolhas; □ frequência de coalescência de bolhas. Fonte: OTAKE et al. (1976).....	51
Figura 2.19 - Valores do coeficiente de transferência de massa de $O_2$ em função do diâmetro de bolha. Δ - MOTARJEMI & JAMESON(1978); O - PASVEER(1955); □ COPPOCK (1951); ⊙ -AIBA & TODA (1964). Os resultados de Higbie (1935) e Frössling estão mostrados. Calderbank & Moo-Young definiram: -----,eq.(2.87); -.-.-.-,eq(2.88). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).....	56
Figura 2.20 - Percentagem de oxigênio transferido através de bolhas contendo apenas oxigênio, liberadas de várias alturas $h$ abaixo da superfície. As curvas são para diferentes diâmetros de bolhas ( $mm$ ). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).....	57
Figura 2.21 - Percentagem de oxigênio transferido através de bolhas contendo apenas ar, liberadas de várias alturas $h$ abaixo da superfície. As curvas são para diferentes diâmetros de bolhas ( $mm$ ). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).....	57
Figura 3.1 - Coluna construída para os trabalhos de mestrado.....	62
Figura 3.2a - Esquema do travamento da coluna.....	63
Figura 3.2b - Vista dos prisioneiros em um dos lados da coluna.....	64
Figura 3.3 - Vista interna da base da coluna.....	65
Figura 3.4 - Vista externa da base da coluna.....	65
Figura 3.5 - Vista de um dos pontos de tomada de água.....	67

Figura 3.6 - Bomba utilizada para recirculação da água.....	67
Figura 3.7 - Redutor de pressão, filtro de ar e rotâmetro visto da esquerda para a direita, nesta seqüência.....	68
Figura 3.8 - Hélice em funcionamento e fixa pela estrutura amarela ao lado da sonda do medidor de O.D.....	69
Figura 3.9 - Tacômetro utilizado neste trabalho.....	70
Figura 3.10-Aparelho medidor de O.D. WTW 323, juntamente com a solução limpadora, solução eletrolítica e membranas removíveis.....	71
Figura 3.11-Demonstração de que existe um ângulo de abertura da folha de luz gerado pelo sistema ótico (conjunto de lentes convergentes e divergentes).....	74
Figura 3.12 -Aparelho Laser em funcionamento, transmitindo folha de luz até a coluna através de uma fibra ótica de 15m de extensão.....	75
Figura 3.13 -Conjunto de lentes convergentes e divergentes, que tem a finalidade de gerar um plano de luz .....	75
Figura 3.14 -Esquema da coluna no processo de deaeração.....	80
Figura 3.15 - Demonstração de que o anel de PVC não restringiu o escoamento das bolhas.....	81
Figura 3.16 -Esquema do processo de aeração.....	82
Figura 3.17 - Bolha de ar aderida à sonda do medidor de O.D.....	84
Figura 3.18 -Localização do sistema ótico e da câmera Kodak utilizados na determinação do tamanho das bolhas neste trabalho.....	86
Figura 3.19 -Uma das imagens de bolhas ascensionais para a vazão $Q=400$ l/h, juntamente com a determinação do diâmetro equivalente através das réguas graduadas em centímetros na abscissa e na ordenada.....	87
Figura 3.20 -Localização do sistema ótico e da câmera Kodak utilizados na determinação dos campos de velocidade ascensionais das bolhas neste trabalho.....	89
Figura 4.1 - Gráfico de $K_L a$ em função da vazão de aeração, para os vários níveis de água utilizados.....	97



Figura 4.2 - Gráfico de $K_L a(20)$ em função das 5 vazões de ar estudadas na aeração utilizando diversos níveis de água na coluna.....	101
Figura 4.3 - Gráfico logarítmico para os mesmos dados da figura 4.1. Na equação, $y$ é o logaritmo do coeficiente de transferência de massa e $x$ é o logaritmo da vazão.....	101
Figura 4.4 - Gráfico logarítmico para os mesmos dados da figura 4.2. Na equação $y$ é o logaritmo do coeficiente de transferência de massa e $x$ é o logaritmo da vazão.....	102
Figura 4.5a -Dados da figura 4.1, incluindo uma curva de ajuste exponencial, $Kla = 0.72 - 0.69e^{-0.00154Q}$ .....	104
Figura 4.5b -Dados da figura 4.2, incluindo uma curva de ajuste exponencial, $Kla = 0.66 - 0.62e^{-0.0013Q}$ .....	104
Figura 4.6a -Valores previstos contra valores medidos do coeficiente volumétrico de transferência de massa ar-líquido global, sem correção da temperatura... .....	105
Figura 4.6b -Valores previstos contra valores medidos do coeficiente volumétrico de transferência de massa ar-líquido global, com correção da temperatura... .....	105
Figura 4.7 - Pressão de ar no difusor em função do nível de água na coluna em metros para várias vazões diferentes.....	106
Figura 4.8 - Diferença de nível de água em função do nível de água inicial na coluna para as 5 vazões.....	107
Figura 4.9 - Tempo em que a concentração de O.D. se manteve igual a zero após o início da aeração em função do nível de água na coluna em metros, utilizando-se várias vazões de ar no difusor.....	108
Figura 4.10- Gráfico em escala linear. O eixo vertical apresenta os valores médios dos tempos iniciais e o eixo horizontal os valores de vazão de ar.....	109
Figura 4.11 - Gráfico em escala logarítmica. O eixo vertical ( $y$ ) apresenta os valores médios dos tempos iniciais e o eixo horizontal ( $x$ ) os valores de vazão de ar. Os pontos são os pontos medidos e a linha cheia é a curva de regressão indicada.....	109
Figura 4.12 - Diâmetro equivalente médio das bolhas em função da vazão de aeração, mantendo o nível de água dentro da coluna em 1,80m.....	110

Figura 4.13a - Gráfico da frequência de diâmetros das bolhas visualizadas para a vazão de 400 l/h.....	112
Figura 4.13b - Gráfico da frequência de diâmetros das bolhas visualizadas para a vazão de 800 l/h.....	112
Figura 4.13c - Gráfico da frequência de diâmetros das bolhas visualizadas para a vazão de 1200 l/h.....	113
Figura 4.13d - Gráfico da frequência de diâmetros das bolhas visualizadas para a vazão de 1600 l/h.....	113
Figura 4.13e - Gráfico da frequência de diâmetros das bolhas visualizadas para a vazão de 2000 l/h.....	113
Figura 4.14 - Eficiência de transferência de oxigênio (% massa) em função da vazão de aeração (l/h), utilizando vários níveis de água na coluna.....	116
Figura 4.15 - Eficiência de transferência de oxigênio (% massa) em função da vazão de aeração (l/h), utilizando 3 níveis de água na coluna. INNOCENTINI (1996).....	116
Figura 4.16 - Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 400 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da base, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.....	118
Figura 4.17 - Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 800 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da base, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.....	119
Figura 4.18 - Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 1200 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da base, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.....	120
Figura 4.19 - Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 1600 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da base, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.....	121
Figura 4.20 - Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 1600 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da base, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.....	122
Figura 4.21 - Comparação entre os valores de velocidade experimental (medida) das bolhas e a velocidade teórica das bolhas, para o nível de água dentro da coluna de 1,80m.....	123

Figura 4.22 - Comparação dos valores de  $K_l$  (m/s) obtidos neste trabalho e aqueles do Modelo de FRÖSSLING (Equação 2.81)..... 124

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Volumes críticos de alguns gases. Fonte: REID (1987).....	09
Tabela 2.2 - Alguns valores da constante de Henry $H^*$ . Fonte:METCALF & EDDY (1972).....	20
Tabela 2.3 - Valores da Função Erro de Gauss (HINES E MADDOX, 1985).....	28
Tabela 2.4 - Fator de correção de $K_L a$ com a temperatura. Fonte: BARBOSA(1989) apud INNOCENTINI (1996).....	59
Tabela 3.1 - Número total de imagens obtidas para cada vazão.....	89
Tabela 3.2 - Configurações analisadas.....	91
Tabela 4.1 - Dados obtidos no processo de deaeração e aeração.....	98
Tabela 4.2 - Valores de $C_s$ (experimentais e calculados) e de $K_L a$ .....	99
Tabela 4.3 - Valores de $K_L a$ para a temperatura da água na aeração e $K_L a(20)$ corrigido a um fator de correção $\theta = 1.024$ , de acordo com a ASCE (1984).....	103
Tabela 4.4 - Valores obtidos de diâmetro equivalente para cada vazão.....	110



## LISTA DE SÍMBOLOS

- $a$  - constante de integração;
- $a$  - área superficial total das bolhas,  $[L^2]$ ;
- $a^*$  - maior eixo de uma bolha,  $[L]$ ;
- $A$  - área da interface líquido-gás,  $[L^2]$ ;
- $A_b$  - área superficial total das bolhas,  $[L^2]$ ;
- $A_{\text{Transv. Bolhas}}$  - área transversal das bolhas,  $[L^2]$ ;
- $A_{\text{Transv Total}}$  - área transversal da coluna,  $[L^2]$ ;
- $b$  - menor eixo de uma bolha,  $[L]$ ;
- $b'$  - 0.061 (única bolha) e 0.0187 (aglomerado de bolhas);
- $c$  - densidade molar do líquido,  $[mol/L^3]$ ;
- $c$  - valor da flutuação da concentração no caso de movimento turbulento,  $[M/L^3]$ ;
- $C$  - concentração do líquido,  $[M/L^3]$ ;
- $C_0$  - concentração inicial do líquido,  $[M/L^3]$ ;
- $C_b$  - concentração do gás dissolvido no líquido em um determinado tempo,  $[M/L^3]$ ;
- $C_i$  - concentração do soluto na interface líquida,  $[M/L^3]$ ;
- $C_L$  - concentração do soluto no corpo principal do líquido,  $[M/L^3]$ ;
- $C_s$  - concentração de saturação do líquido,  $[M/L^3]$ ;
- $d$  - diâmetro da bolha,  $[L]$ ;
- $d_0$  - diâmetro de perfuração ou orifício,  $[L]$ ;

- $d_p$  - diâmetro da bolha,  $[L]$ ;
- $\frac{dC}{dz}$  - gradiente de concentração na direção  $z$  em termos de massa,  $[M/L^4]$ ;
- 
- $D$  - coeficiente de difusão molecular ou difusividade molecular,  $[L^2/t]$ ;
- $D_e$  - diâmetro equivalente da bolha,  $[L]$ ;
- $e$  - espessura do filme líquido,  $[L]$ ;
- $erfc$  - função erro complementar;
- $erf\lambda$  - função erro de Gauss;
- $Ec$  - difusividade global ou coeficiente de difusão global, que é a soma da difusividade molecular com a difusividade turbulenta,  $[L^2/t]$ ;
- $f$  - frequência de passagem de bolha,  $[1/scm^2]$ ;
- $fc$  - frequência de coalescência de bolha,  $[1/scm^3]$ ;
- $fq$  - frequência de quebra de bolha,  $[1/scm^3]$ ;
- $F_L$  - coeficiente de transferência de massa da fase líquida,  $[mol/L^2t]$ ;
- $g$  - aceleração da gravidade,  $[L/t^2]$ ;
- $g_c$  - fator de conversão,  $[ML/Ft^2]$ ;
- $H$  - profundidade média do escoamento,  $[L]$ ;
- $H^*$  - constante de Henry,  $[L^2/t^2]$ ;
- $H_f$  - perda de energia mecânica,  $[FL/M]$ ;
- $i$  - excentricidade,  $[-]$ ;
- $J$  - fluxo de massa por unidade de área,  $[M/L^2t]$ ;
- $k$  - coeficiente de reaeração do oxigênio no meio líquido,  $[1/t]$ ;



- $k_g$  - coeficiente de transferência de massa na fase gasosa,  $[t/L]$ ;
- $k_L$  - coeficiente de transferência de massa na fase líquida,  $[L/t]$  ;
- $K_2$  - coeficiente de transferência de massa do oxigênio na água,  $[L/t]$ ;
- $K_g$  - coeficiente de transferência de massa global considerando o gás,  $[L/t]$ ;
- $K_L$  - coeficiente de transferência de massa global considerando o líquido,  $[L/t]$ ;
- $K_L\alpha$  - coeficiente volumétrico de transferência de massa global,  $[1/t]$ ;
- $K_L\alpha_{20}$  - coeficiente de transferência de massa global corrigido a 20° C,  $[1/s]$ ;
- $K_T$  - coeficiente de transferência de massa no caso da dessorção de gás no meio líquido,  $[L/t]$ ;
- $L$  - distância entre a saída do ar no difusor e o nível de água na coluna,  $[L]$ ;
- $m$  - massa do gás dissolvido,  $[M]$ ;
- $m(x)$  - quantidade de massa que entra dentro do volume de controle,  $[M]$ ;
- $M_n$  - peso molecular do solvente,  $[M/Kmol]$ ;
- $n$  - número de bolhas,  $[-]$ ;
- $N$  - fator de associação que define o peso molecular efetivo do solvente, para a água é 2,6;
- $p_0$  - pressão no orifício,  $[F/L^2]$ ;
- $p_s$  - pressão na superfície,  $[F/L^2]$ ;
- $Pe$  - número de Peclet,  $[-]$ ;
- $P_g$  - pressão no corpo principal do gás,  $[M/Lt^2]$ ;
- $P_i$  - pressão do gás na interface gasosa,  $[M/Lt^2]$ ;
- $P_L$  - pressão do líquido no corpo principal do líquido,  $[M/Lt^2]$ ;
- $Q_a$  - vazão de ar,  $[L^3/t]$ ;

- $Q_{gás}$  - vazão de gás volumétrico,  $[L^3/t]$ ;
- $Re_y$  - número de Reynolds no orifício,  $Re_y = d_0 V_0 \rho_{gás} / \mu_{gás}$ ,  $[-]$ ;
- $Re_{y_g}$  - número de Reynolds do gás,  $[-]$ ;
- $s$  - taxa de produção de novas superfícies por unidade de superfície disponível;
- $Sc_L$  - número de Schmidt,  $[-]$ ;
- $Sh$  - número de Sherwood,  $[-]$ ;
- $S_m$  - área superficial média de bolhas de ar individuais,  $[L^2]$ ;
- $t$  - tempo,  $[t]$ ;
- $t_e$  - tempo de exposição dos elementos líquidos na superfície,  $[t]$ ;
- $t_e^*$  - tempo que leva para uma bolha se deslocar um diâmetro de bolha,  $[t]$ ;
- $T$  - temperatura absoluta, em Kelvin;
- $u$  - valor da velocidade na direção  $x$ ,  $[L/t]$ ;
- $u_1'$  - valor da flutuação da velocidade no caso de movimento turbulento,  $[L/t]$ ;
- $U_{SG}$  - velocidade do gás superficial,  $[L/t]$ ;
- $v$  - velocidade de subida da bolha,  $[L/t]$ ;
- $V_b$  - volume molar do soluto em seu ponto normal de ebulição,  $[cm^3/g mol]$ ;
- $V_c$  - volume crítico de gases,  $[cm^3/g mol]$ ;
- $V_{Expandido}$  - volume total das bolhas,  $[L^3]$ ;
- $V_L$  - volume líquido,  $[L^3]$ ;
- $V_{Líquido}$  - volume líquido total na coluna com o difusor desligado,  $[L^3]$ ;
- $V_m$  - volume médio de bolhas de ar individuais,  $[L^3]$ ;

- $V_0$  - velocidade através de um orifício,  $[L/t]$ ;  
 $V_a$  - velocidade média das bolhas de ar,  $[L/t]$ ;  
 $V_L$  - velocidade do líquido,  $[L/t]$ ;  
 $V_s$  - velocidade superficial,  $[L/t]$ ;  
 $V_s^*$  - velocidade relativa,  $[L/t]$ ;  
 $V_t$  - velocidade terminal de uma única bolha,  $[L/t]$ ;  
 $X_{O_2}$  - fração mássica de oxigênio no ar atmosférico, igual a 0.209;  
 $y_1$  - profundidade finita para os elementos superficiais ou turbilhões,  $[L]$ ;  
 $w$  - valor da velocidade na direção  $z$ ,  $[L/t]$ ;  
 $W$  - trabalho realizado pelo gás por massa unitária de gás,  $[FL/M]$ ;  
 $Z_0$  - profundidade do orifício,  $[L]$ ;  
 $Z_s$  - profundidade superficial,  $[L]$ ;  
 $\eta$  - eficiência de transferência de massa de oxigênio na água,  $[-]$ ;  
 $\theta$  - fator de correção,  $[-]$ ;  
 $\nu_L$  - viscosidade cinemática do líquido,  $[L^2/t]$ ;  
 $\mu$  - viscosidade dinâmica da água, em centipoise;  
 $\mu_g = \mu_{gás}$  - viscosidade dinâmica do gás,  $[M/Lt]$ ;  
 $\mu_L$  - viscosidade dinâmica do líquido,  $[M/Lt]$ ;  
 $\varphi_g$  - volume gasoso dentro de um volume unitário de mistura entre gás e líquido,  $[L^3]$ ;  
 $\rho_{gás}$  - massa específica do gás,  $[M/L^3]$ ;  
 $\rho_L$  - massa específica do líquido,  $[M/L^3]$ ;

$\sigma$  - tensão superficial,  $[F/L]$ ;

$\phi(t)$  - função de distribuição das idades dos elementos líquidos superficiais;

$\psi(t)$  - distribuição de idades dos elementos superficiais,  $[t]$ ;

$\delta$  - espessura do filme estagnado,  $[L]$ ;

$\Delta\rho$  - diferença entre massas específicas,  $[M/L^3]$ .

## RESUMO

SALLA, M. R. (2002). *Bases Hidrodinâmicas para Processos de Transferência de Gases em Colunas com Difusores*. São Carlos, 2002. 154p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Neste trabalho apresenta-se o estudo da transferência de massa (oxigênio) de bolhas de ar para a água, geradas por um difusor de ar, confeccionado com plástico microporoso e de fabricação nacional, em uma coluna de aeração. O processo de aeração conduziu à determinação do coeficiente volumétrico de transferência de massa,  $K_L a$ , e foi executado na coluna mencionada, construída em material transparente. Utilizou-se água de fonte, existente no abastecimento do Laboratório de Hidráulica Ambiental (SHS/CRHEA). Variou-se a vazão do ar no processo de aeração de 400 l/h a 2.000 l/h e o nível de água dentro da coluna de 0,50m a 1,80m. Optou-se pelo método químico para deaerar a água, utilizando sulfito de sódio anidro antes do início de cada ensaio. O aparelho WTW-323, um medidor de oxigênio do tipo membrana permeável, foi usado para determinar a evolução da concentração de oxigênio dissolvido na água durante todo o processo de aeração.

Características hidrodinâmicas foram quantificadas, como os campos de velocidade ascensional das bolhas de ar, o diâmetro equivalente das bolhas e sua frequência de ocorrência. Para essas quantificações utilizou-se equipamento Laser para velocimetria não-intrusiva. As características mencionadas são fundamentais para verificar as previsões para o coeficiente de transferência de massa encontradas na literatura.

A coluna usada tem seção transversal quadrada de 0,19m x 0,19m, constante em toda sua extensão, e altura de 2,00m. Através da determinação da

eficiência de transferência de massa de oxigênio na água, variando a vazão de aeração e o nível de água na coluna, concluiu-se que a vazão entre 600 l/h e 800 l/h e nível de água de 1.80m é que apresentou maior eficiência de transferência de massa.

Palavras-chave: transferência de gases; velocimetria a laser; difusor.



## ABSTRACT

SALLA, M. R. *Hidrodinamics basis to gases transfer process in columns with diffusers*. São Carlos, 2002. 154p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The present work is a study of the oxygen mass transfer from air bubbles into water, generated by a diffuser of air, in a column of aeration. This diffuser was made of microporous plastic and produced in Brazil. The process of aeration in the column built with transparent material determined the volumetric coefficient of the mass transfer  $K_La$ . Water from the well located in the Environmental Hydraulic Laboratory (SHS / CRHEA) was used. The air flow in the process of aeration was changed from 400 l/h to 2000 l/h and the level of water, from 0,50m to 1,80m. The chemical method was chosen to deoxygenate water and sulfite of anhydrous sodium was used before starting each experiment. The equipment WTW-323, an oxygen gauge with permeable membrane, was used to determine the development of the oxygen concentration dissolved in water during the process of aeration.

Several hydrodynamic characteristics were measured, such as the velocity range of the air bubbles, their diameter and their frequency, by using a laser equipment for non-intrusive velocimetry. These characteristics are fundamental to check the mass transfer coefficient that are in literature.

The column used for the experiment had a square cross section of 0,19m x 0,19m in all extension and height of 2 meters. After determination of the efficiency of the mass transfer of oxygen into water, changing the air flow rate and the level of water in the column, it was concluded that the air flow between 600 l/h and 800 l/h and the level of water of 1,80m were the most efficient.

Keywords: gases transfer; laser velocimetry; diffuser.

## **1 - INTRODUÇÃO**

### **1.1 - Considerações Gerais**

O oxigênio dissolvido contido nos corpos de água é um componente indispensável para a sobrevivência da vida aquática. Corpos de água naturais são avaliados, em termos de qualidade, utilizando o oxigênio neles dissolvido como um dos parâmetros relevantes nessa análise.

Nos dias atuais, a autodepuração dos rios não é suficiente para eliminar os poluentes presentes na água, pois as quantidades de esgotos domésticos e industriais lançados nos rios são maiores do que a capacidade dos processos naturais de torná-las inertes. As indústrias lançam muitas vezes poluentes não biodegradáveis nos cursos de água (tais como compostos inorgânicos e metais pesados), os quais se acumulam nos ambientes naturais. Os esgotos domésticos, por outro lado, são constituídos geralmente de matéria orgânica, que é biodegradável. Porém, o consumo dessa matéria orgânica é feito por microorganismos presentes na água, cuja sobrevivência depende da quantidade de oxigênio dissolvido nela presente. Portanto, uma concentração insuficiente de oxigênio dissolvido implicará em um número reduzido de microorganismos, aumentando a quantidade de poluentes na água.

Por esse motivo é preciso gerar mecanismos que façam com que a concentração de oxigênio dissolvido na água aumente artificialmente. Embora simples na sua explicação básica, os fenômenos de troca de massa envolvem problemas de quantificação de grandezas na interface ar-água, avaliação da turbulência, entre outros, que impedem, até o momento, que uma abordagem a respeito dos fenômenos de troca de massa possa ser obtida. Essa dificuldade faz com que seja necessário o engajamento de profissionais especializados, capazes de

estudar o problema a partir de seus múltiplos pontos de vista, buscando a solução mais viável para a quantificação do fenômeno.

As dificuldades mencionadas fizeram surgir vários métodos de aeração artificial, voltados para o aumento do transporte turbulento através do aumento da difusão turbulenta ou da área superficial de troca de massa entre o ar e a água. Neste último caso pode-se destacar o difusor de ar, que gera bolhas ascensionais e aumenta a taxa de troca global de massa na interface entre as bolhas e a água.

O presente trabalho é um estudo das características de uma coluna que utiliza difusores para incrementar a troca de gases entre ar e água.

## **1.2 - Objetivos deste trabalho**

### **1.2.1 - Objetivo geral**

Objetivou-se estudar a transferência de massa de ar na água para as bolhas geradas por um difusor de ar, juntamente com as características hidrodinâmicas envolvidas neste processo, tais como campo de velocidade ascensional das bolhas e tamanho das bolhas. Utilizou-se um difusor de ar microporoso de fabricação nacional.

### **1.2.2 - Objetivos específicos**

- Construir um equipamento composto de coluna e estrutura suporte com capacidade para medir campos de velocidade e concentração de bolhas em experimentos com difusores;

- Estudar o coeficiente de transferência de oxigênio para a água em diferentes condições de operação;
- Verificar as conseqüências de alterações geométricas e cinemáticas (vazões) na eficiência do equipamento;
- Avaliar o campo de velocidade ascensional com o uso de velocimetria a laser.



## 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 - Introdução

O oxigênio dissolvido presente nos cursos de água é requerido para a respiração de microorganismos aeróbios. Contudo, o oxigênio é apenas levemente solúvel na água. A quantidade de oxigênio (e também de outros gases) presentes em solução é governada pela solubilidade do gás, sua pressão parcial na atmosfera, a temperatura no ar e na água e a pureza (salinidade, sólidos suspensos, etc) da água. Evidentemente a componente biológica é importante no que tange ao consumo deste oxigênio.

Na natureza, caso não houvesse a interferência humana, apenas a área superficial do curso de água, que fica em contato com o ar, e os obstáculos naturais, que aumentam essa área, imporiam as limitações para o desenvolvimento da vida nos diferentes ambientes.

A atual realidade é um pouco diferente, com lançamentos desorganizados de efluentes doméstico e industriais nos cursos de água. Assim, a autodepuração não é suficiente para eliminar as altas concentrações de matéria orgânica que são lançadas e surge a necessidade de gerar outros meios de aeração capazes de suprir as necessidades decorrentes da ação antrópica.

Alguns métodos para aeração podem ser citados, como: processos de agitação mecânica com hélices ou turbinas (NEDER,1994 apud INNOCENTINI, 1996), bolhas ascensionais emitidas por difusores de ar (SHIAU,1995 apud INNOCENTINI, 1996), estruturas hidráulicas existentes em reservatórios e rios, tais como remanso hidráulico, ressalto hidráulico e queda livre de água (GULLIVER & RINDELS, 1993). Também nesse caso pode ser citado o trabalho de MACAITIS



(1991) apud GULLIVER et al.(1993), que estudou a instalação de estruturas hidráulicas em rios para aumentar a concentração de oxigênio dissolvido na água. Através das estruturas hidráulicas foi possível alcançar o padrão de qualidade de água desejado.

Desde o início da década de 60 já existia a preocupação de determinar quais os reais aspectos hidrodinâmicos efetivamente presentes na transferência de massa da fase gasosa para a fase líquida. Segundo a descrição histórica de J. LEVEC & S. PAVKO (1979), CALDERBANK & MOO YOUNG (1961) e SIDEMAN (1966) defendiam a proposta altamente discutível de que o processo de transferência de massa não dependia da intensidade de agitação. Já YOSHIDA & MIURA (1963) apud J. LEVEC & S. PAVKO (1979), sugeriram a dependência da transferência de massa para com o expoente da energia dissipada em turbinas e discos agitadores (expoentes 0,24 e 0,21, respectivamente). KOETSIER & THOENES (1973) e PRASHER & WILLS (1973) apud J. LEVEC & S. PAVKO (1979) concluíram que o coeficiente de transferência de massa é proporcional à raiz cúbica e à raiz quarta da taxa de dissipação de energia, respectivamente. Em 1974, ROBINSON & WILKE apud J. LEVEC & S. PAVKO (1979) concluíram, talvez precipitadamente, que o coeficiente de transferência de massa decresce com o aumento da energia de dissipação em uma coluna. Diante das várias sugestões para explicar o processo de transferência de massa, conclui-se da necessidade de mais estudos a respeito.

Estudos amplos foram efetuados em vários centros existentes no planeta, sendo que resultados para diferentes situações de escoamento e com os mais distintos equipamentos foram obtidos. Resultados importantes são encontrados reunidos nos

volumes dos congressos internacionais de Transferência de Massa na Interface Ar-Água de 1985, 1990, 1995 e 2000, conforme citados nas referências bibliográficas.

O Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos desenvolve uma linha de pesquisa nesta área desde 1983. As questões da dependência do Coeficiente de Transferência de Massa para com a taxa de dissipação de energia mostraram que o expoente desta última pode variar desde 0 até 1/3 (SCHULZ, 1990; CUNHA, 1993; MOMESSO, 1995). Da mesma forma, mostrou-se que o expoente da difusividade molecular do gás na água tem influência variável, dependendo do nível de agitação da interface ar-água. Os estudos foram efetuados em tanques com agitação imposta por jatos submersos (SCHULZ, 1985), em canais (SCHULZ, 1990), em tanques agitados com hélices (SCHULZ, 1990; CUNHA, 1993, MOMESSO, 1995), e, mais recentemente, utilizado um tanque com agitação imposta por grelhas oscilantes (SOUZA, 2002, informação pessoal).

## 2.2 – Lei de Fick

O presente item está desenvolvido seguindo o texto de LYDERSEN (1985).

A Lei de Fick descreve o desenvolvimento médio do deslocamento de moléculas em meios fluidos. Os deslocamentos a nível molecular são expressos em termos da "difusão" de uma substância através de outra. Para ilustrar a difusão molecular pode-se imaginar uma seção quadrada qualquer em um meio fluido, onde exista, no tempo  $t=0$ , maior concentração de moléculas no lado direito da mesma e menor concentração de moléculas no seu lado esquerdo. Admite-se mesma pressão e temperatura. A partir de um tempo  $t>0$  observa-se que a maior concentração de

moléculas do lado direito começam a atravessar a seção quadrada no sentido do lado esquerdo com maior intensidade do que no sentido contrário. O motivo dessa maior intensidade é que a difusão molecular ou transporte das moléculas ocorre da maior para a menor concentração. A difusão nessa seção quadrada só é finalizada quando as concentrações são uniformes entre si, isto é, iguais no lado direito e esquerdo.

A equação que quantifica o transporte de uma molécula  $A$  em uma mistura de  $A$  e  $B$ , na direção  $z$ , é dada pela expressão:

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad (2.1)$$

onde:

$J_A$  = fluxo de massa por unidade de área,  $[M/L^2t]$ ;

$D_{AB}$  = coeficiente de difusão ou difusividade de  $A$  na mistura de  $A$  e  $B$   
 $[L^2/t]$ ;

$\frac{dc_A}{dz}$  = gradiente de concentração do componente  $A$  na direção  $z$  em termos de massa  $[M/L^4]$ .

A equação 2.1 expressa a Lei de Fick para a difusão molecular.

### 2.3 - Coeficiente de Difusão Molecular

O coeficiente de difusão molecular  $D_m$  (ou  $D_{AB}$ ) pode ser obtido experimentalmente utilizando a Lei de Fick e depende da pressão, da temperatura e da composição dos componentes. Nota-se que a Lei de Fick é a própria definição do coeficiente de difusão molecular.

$$D_m = D_{AB} = -\frac{J}{dc/dy} = \left(\frac{M}{L^2t}\right) \left(\frac{1}{M/L^3 \cdot 1/L}\right) = \left(\frac{L^2}{t}\right) \quad (2.2)$$

A equação (2.2) informa, a partir das igualdades, as dimensões do coeficiente de difusão.

Devido às muitas situações de ausência de dados experimentais para o coeficiente de difusão, várias expressões semi-empíricas foram desenvolvidas considerando cada estado da matéria. Essa classificação por estado físico se deve às diferentes forças intermoleculares que atuam nos diferentes estados. Nos gases as moléculas caminham livremente e a força molecular só é considerada durante o que se convencionou chamar de “colisões”. Ao contrário dos gases, os sólidos possuem forças intermoleculares altas entre os átomos, implicando em grande dificuldade para determinar o mecanismo de difusão e quantificá-lo. Os líquidos, com forças intermoleculares intermediárias entre gases e sólidos, têm coeficientes de difusão previstos com razoável precisão baseados em modelos já clássicos.

Um dos modelos utilizados para a previsão da difusividade em transferência de massa gás-líquido (de interesse para este trabalho de mestrado) foi proposto por WILK e CHANG, apud PERRY (1984) e é apresentado abaixo:

$$D_m = 7,40 \times 10^{-12} \cdot \frac{(NM_n)^{1/2}}{\mu V_b^{0,6}} T \quad (2.3)$$

Onde:

$D_m$  = difusividade molecular do soluto em  $m^2/s$  ;

$M_n$  = peso molecular do solvente em  $g/gmol$  ;

$N$  = fator de associação que define o peso molecular efetivo do solvente.  
Para a água é 2,6.

$\mu$  = viscosidade dinâmica da água, em centipoise;

$T$  = temperatura absoluta, em Kelvin;



$V_b$  = volume molar do soluto em seu ponto normal de ebulição em  $cm^3/gmol$ .

O volume molar do soluto ( $V_b$ ) pode ser estimado pelo método de TYN e CALUS, apud REID et al. (1987), recomendado para estimar volumes molares no ponto normal de ebulição, sendo o erro médio de apenas 2% para 32 compostos estudados. A expressão resultante do método é dada pela equação 2.4:

$$V_b = 0.285V_c^{1.048} \quad (2.4)$$

onde  $V_c$  é denominado de volume crítico, podendo ser encontrado tabelado (ver, por exemplo, REID et al., 1987). A Tabela 2.1 contém os volumes críticos de alguns gases.

Tabela 2.1 – Volumes críticos de alguns gases. Fonte: REID (1987)

Gases	$V_c (cm^3/gmol)$
Acetileno	73,4
Etileno	99,0
Metano	113,0
Oxigênio	129,0
Propano	203,0

## 2.4 – Equação Diferencial de Conservação de Massa

O presente item está baseado nos textos de WELTY (1984) e SCHULZ (1992).

A partir de um volume de controle (um cubo no sistema cartesiano  $x$ ,  $y$  e  $z$ ), a quantidade de massa por unidade de tempo que entra no volume de controle menos a quantidade de massa por unidade de tempo que sai do mesmo, por unidade de área, é igual à variação de massa neste volume de controle (SCHULZ, 1992). Considera-se o volume esquematizado conforme a Figura 2.1.



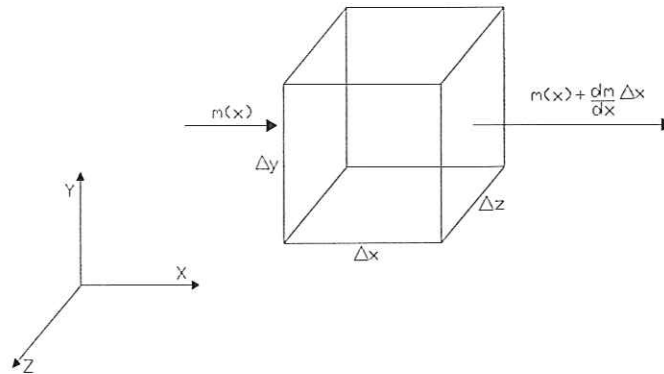


Figura 2.1- Volume Diferencial de Controle. Fonte: SCHULZ (1992)

Como pode ser verificado na Figura 2.1, a quantidade de massa que entra no volume de controle está vinculada ao fluxo  $m(x)$  e a quantidade que sai do volume de controle está vinculada ao fluxo  $m(x) + \frac{\partial m}{\partial x} \Delta x$ . Vale lembrar que o fluxo de massa  $m(x)$  é exatamente a grandeza  $J$  da equação 2.1.

Assim, mediante o uso da Lei de Fick e do volume de controle da Figura 2.1 é possível determinar a quantidade de massa que entra menos a que sai do volume, por unidade de tempo, englobando as direções  $x$ ,  $y$  e  $z$  (multiplicação do fluxo pela área correspondente). Assim:

$$\frac{dm}{dt} = \Delta x \Delta y \Delta z \left[ \frac{\partial}{\partial x} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial z} \right) \right] \quad (2.5)$$

A taxa de variação de massa no volume de controle é representada por:

$$\frac{dm}{dt} = \Delta x \Delta y \Delta z \frac{dC}{dt} \quad (2.6)$$

Igualando as equações (2.5) e (2.6) resulta:

$$\frac{dC}{dt} = \left[ \frac{\partial}{\partial x} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial z} \right) \right] \quad (2.7)$$

Utilizando a regra da cadeia para  $C = C(x, y, z, t)$ :

$$dC = \left[ \left( \frac{\partial C}{\partial x} \right) dx + \left( \frac{\partial C}{\partial y} \right) dy + \left( \frac{\partial C}{\partial z} \right) dz + \left( \frac{\partial C}{\partial t} \right) dt \right] \quad (2.8)$$

Da equação (2.8):

$$\frac{dC}{dt} = \left[ \left( \frac{\partial C}{\partial x} \right) \frac{dx}{dt} + \left( \frac{\partial C}{\partial y} \right) \frac{dy}{dt} + \left( \frac{\partial C}{\partial z} \right) \frac{dz}{dt} + \left( \frac{\partial C}{\partial t} \right) \right] \quad (2.9)$$

Como  $\frac{dx}{dt} = u$ ,  $\frac{dy}{dt} = v$  e  $\frac{dz}{dt} = w$ , a equação (2.9) muda para:

$$\frac{dC}{dt} = \left[ \left( \frac{\partial C}{\partial x} \right) u + \left( \frac{\partial C}{\partial y} \right) v + \left( \frac{\partial C}{\partial z} \right) w + \left( \frac{\partial C}{\partial t} \right) \right] \quad (2.10)$$

Das equações (2.10) e (2.7), obtém-se:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u \frac{\partial C}{\partial x} + v \frac{\partial C}{\partial y} + w \frac{\partial C}{\partial z} = \left[ \frac{\partial}{\partial x} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial z} \right) \right] \quad (2.11)$$

Definindo  $u = u_1$ ,  $v = u_2$ ,  $w = u_3$  e  $x = x_1$ ,  $y = x_2$  e  $z = x_3$ , a equação

(2.11) pode ser escrita em notação tensorial compacta:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u_i \frac{\partial C}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( D_m \frac{\partial C}{\partial x_i} \right) \quad (2.12)$$

Caso se queira expressar a equação (2.12) considerando, além da difusividade molecular, também o movimento turbulento, define-se  $C = \bar{C} + c$  e  $u_i = \bar{u}_i + u_i'$ , em que  $\bar{C}$  e  $\bar{u}_i$  são as médias temporais e  $c$  e  $u_i'$  são as flutuações do movimento turbulento para a concentração e a velocidade, respectivamente. Substituindo na equação (2.12) resulta:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} + \frac{\partial c}{\partial t} + (\bar{u}_i + u_i') \frac{\partial (\bar{C} + c)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( D_m \frac{\partial (\bar{C} + c)}{\partial x_i} \right) \quad (2.13)$$

Aplicando a operação média, representada pela barra superior, tem-se:

$$\overline{\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} + \frac{\partial c}{\partial t} + (\bar{u}_i + u_i') \frac{\partial (\bar{C} + c)}{\partial x_i}} = \overline{\frac{\partial}{\partial x_i} \left( D_m \frac{\partial (\bar{C} + c)}{\partial x_i} \right)} \quad (2.14)$$

Sabendo-se que na aplicação da operação média na equação (2.14), a média da flutuação é nula e a média de uma multiplicação entre flutuações não é nula resta:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} + \overline{u_i' \frac{\partial c}{\partial x_i}} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( D_m \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} \right) \quad (2.15)$$

Através do uso da equação da continuidade,  $\frac{\partial u_i'}{\partial x_i} = 0$ , finaliza-se:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( D_m \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} - \overline{u_i' c} \right) \quad (2.16)$$

É possível verificar que no lado direito da equação (2.16), o produto  $\overline{u_i' c}$  é adicionado ao fluxo de massa por unidade de área  $D_m \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i}$ , relacionado com a difusão molecular, sugerindo que este produto esteja relacionado à difusão causada pelo movimento turbulento (fluxo turbulento de massa).

De acordo com a hipótese básica de Boussinesq, o fluxo turbulento de massa pode ser representado por uma "lei de gradiente" semelhante à difusão molecular, na forma  $-E_c \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i}$ . Visualiza-se que a relação com o produto  $\overline{u_i' c}$  é:

$$\overline{u_i' c} = -E_c \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} \quad (2.17)$$

Substituindo a equação (2.17) na equação (2.16), tem-se:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( D_m \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} + E_c \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} \right) \quad (2.18)$$

Admitindo que o coeficiente de difusão turbulenta  $E_c$  é muito maior do que  $D$ , retira-se o fluxo de massa molecular  $D_m \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i}$  da equação (2.18), resultando:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( E_c \frac{\partial \bar{C}}{\partial x_i} \right) \quad (2.19)$$

Considerando na equação (2.19) a situação unidimensional, com termo advectivo nulo e coeficiente de difusão turbulenta  $E_c$  constante, resulta:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} = \left( E_c \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} \right) \quad (2.20)$$

Onde:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} = \text{variação da concentração por unidade de tempo;}$$

$$E_c \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} = \text{fluxo de massa turbulento, de acordo com Boussinesq.}$$

As equações (2.12) e (2.19), para os casos molecular e turbulento, são parecidas, mudando apenas o valor do coeficiente de difusão.

## 2.5 – Processos de Absorção e Dessorção de Gases na Água

Segundo ADENEY & BECKER (1919) o modelo matemático para o processo de absorção diz que o fluxo de massa por unidade de área é proporcional ao déficit da saturação do gás no líquido, como sugere a equação abaixo.

$$J = \frac{1}{A} \frac{dm}{dt} = K_L (C_s - C_b) \quad (2.21)$$

Onde:

$J$  = fluxo de massa por unidade de área,  $[M/L^2t]$ ;

$A$  = área da interface líquido-gás,  $[L^2]$ ;

$m$  = massa do gás dissolvido,  $[M]$ ;

$t$  = tempo,  $[t]$ ;

$K_L$  = coeficiente de transferência de massa,  $[L/t]$ ;

$C_s$  = concentração de saturação do líquido,  $[M/L^3]$ ;

$C_b$  = concentração do gás dissolvido no líquido em um determinado tempo,  $[M/L^3]$ .

Já que na equação (2.21)  $m$  representa a massa de gás dissolvido no meio líquido, pode-se dizer que:

$$m = C_b V_L \quad (2.22)$$

onde:

$C_b$  é a concentração do gás dissolvido no volume líquido,  $[M/L^3]$ ;

$V_L$  é o volume líquido propriamente dito,  $[L^3]$ .

Substituindo a equação (2.22) na equação (2.21), resulta:

$$J = \frac{1}{A} \frac{d(C_b V_L)}{dt} = K_L (C_s - C_b) \quad (2.23)$$

Já que o volume líquido  $V_L$  é constante, a equação (2.23) nos dá:

$$\frac{dC_b}{dt} = K_L \frac{A}{V_L} (C_s - C_b) \quad (2.24)$$



Normalmente, quando se trata de interface ar-água, a relação  $\frac{A}{V_L}$  é igual à  $\frac{1}{H}$ , onde  $H$  é a profundidade média do escoamento. Introduzindo  $\frac{1}{H}$  na equação (2.24), resulta:

$$\frac{dC_b}{dt} = K_L \frac{1}{H} (C_s - C_b) = \frac{K_L}{H} (C_s - C_b) = K (C_s - C_b) \quad (2.25)$$

Na equação (2.25), o valor  $K$  representa o coeficiente de reaeração do oxigênio no meio líquido, também conhecido por  $K_2$ .

Integrando a equação (2.25) tendo como limites de contorno  $C_0$  e  $C$ , dá-se:

$$\int_{C_0}^C \frac{dC_b}{(C_s - C_b)} = \int_0^t K_2 dt \quad (2.26)$$

Definindo  $x = C_s - C_b$ ,  $dx = -dC_b$  na equação (2.26), obtém-se, em passos sucessivos:

$$\int_0^x \frac{-dx}{x} = \int_0^t K_2 dt$$

$$-\ln x \Big|_0^x = K_2 t \Big|_0^t \rightarrow -\ln(C_s - C_b) \Big|_{C_0}^C = K_2 t \Big|_0^t$$

$$\ln(C_s - C) - \ln(C_s - C_0) = -K_2(t - 0)$$

$$\ln \frac{(C_s - C)}{(C_s - C_0)} = -K_2 t$$

$$\frac{(C_s - C)}{(C_s - C_0)} = e^{-K_2 t}$$

$$C_s - C = (C_s - C_0)e^{-K_2 t}$$

$$C = C_s - (C_s - C_0)e^{-K_2 t} \quad (2.27)$$

A equação (2.27) resulta como sendo a descrição matemática do processo de absorção de gás no meio líquido. Trata-se de uma descrição essencialmente temporal. Variações espaciais não podem ser descritas com este ponto de vista. Para a dessorção de gás do meio líquido, a concentração de saturação  $C_s$  não é definida e a equação (2.25) é modificada para:

$$\frac{dC_b}{dt} = \frac{K_L}{H} (-C_b) = -K_T C_b \quad (2.28)$$

No caso da dessorção de gás no meio líquido, o coeficiente de transferência de massa passa a ser apresentado por  $K_T$ , ao invés de  $K_2$ .

Integrando a equação (2.28) resulta, em passos sucessivos:

$$\begin{aligned} \int_{C_0}^C \frac{dC_b}{C_b} &= \int_0^t -K_T dt \\ \ln C_b \Big|_{C_0}^C &= -K_T t \Big|_0^t \\ \ln C - \ln C_0 &= -K_T (t - 0) \rightarrow \ln \frac{C}{C_0} = -K_T t \\ C &= C_0 e^{-K_T t} \end{aligned} \quad (2.29)$$

A equação (2.29) descreve a dessorção de gás no meio líquido.

Os coeficientes de absorção e dessorção dependem das características hidráulicas do corpo d'água, temperatura do ar e da água, velocidade do vento ou distúrbios existentes na superfície, uma vez que já está incluída na formulação a profundidade média de escoamento.

## 2.6 – Modelos Clássicos de Transferência de Massa Gás-Líquido

O coeficiente de transferência de massa do oxigênio na água,  $K_2$ , é o parâmetro que determina a eficiência da absorção do oxigênio pela água. Através de

$K_2$  é possível determinar o grau de rapidez com que o oxigênio é transferido para a água.

Nos cursos de água em geral, a capacidade da água assimilar resíduos orgânicos depende das características de absorção de oxigênio da água. Caso se necessite tratar o esgoto lançado, o grau de tratamento para esse esgoto também depende da capacidade de autodepuração do corpo natural (KRENKEL, P.A. & ORLOB, G.T.,1962).

As teorias conceitualmente de maior repercussão que surgiram na tentativa de explicar o processo de transferência de massa gás-líquido são: Teoria dos Dois Filmes, Teoria da Penetração e Teoria da Renovação Superficial. Outras aproximações geralmente buscam fundamentar-se nos argumentos ou conclusões dessas três teorias.

### **2.6.1 – Teoria dos Dois Filmes**

A teoria proposta por LEWIS & WHITMAN (1924) foi talvez a primeira que surgiu organizando o estudo de transferência de massa entre gás e líquido, propondo que a transferência é essencialmente produzida pela difusão molecular das moléculas de gases junto à interface gás-líquido.

Admite-se que na interface (linha imaginária de separação do gás e líquido) existe um filme gasoso e um filme líquido, ambos estacionários, trabalhando como estruturas resistivas à passagem de moléculas de um meio para outro, como mostra o esquema da Figura 2.2.



Figura 2.2 - Modelo da Teoria dos Dois Filmes. Fonte: SCHULZ (1985)

Um ano antes de LEWIS e WHITMAN (1924) proporem a teoria dos dois filmes para tentar explicar o processo de transferência de massa ar-líquido, em 1923, WHITMAN já concluía que a difusão do soluto por unidade de área através do filme gasoso é proporcional à diferença de pressão no corpo principal do gás e na interface, como segue:

$$J = \frac{1}{A} \frac{dM}{dt} = k_g (P_g - P_i) \quad (2.30)$$

onde:

$J$  = difusão do soluto por unidade de área,  $[M/L^2t]$ ;

$k_g$  = coeficiente de transferência de massa na fase gasosa,  $[t/L]$ ;

$P_g$  = pressão no corpo principal do gás,  $[M/Lt^2]$ ;

$P_i$  = pressão do gás na interface gasosa,  $[M/Lt^2]$ .

Também concluía que, no filme líquido, a difusão molecular do soluto é proporcional à diferença entre a concentração de soluto na interface do lado líquido menos a concentração do soluto no corpo principal do líquido.

$$J = \frac{1}{A} \frac{dM}{dt} = k_L (C_i - C_L) \quad (2.31)$$

onde:

$J$  = difusão do soluto por unidade de área,  $[M/L^2t]$ ;

$k_L$  = coeficiente de transferência de massa na fase líquida,  $[L/t]$ ;

$C_i$  = concentração do soluto na interface líquida,  $[M/L^3]$ ;

$C_L$  = concentração do soluto no corpo principal do líquido,  $[M/L^3]$ .

A Figura 2.3 esquematiza a difusão molecular e os perfis de pressão e concentração.

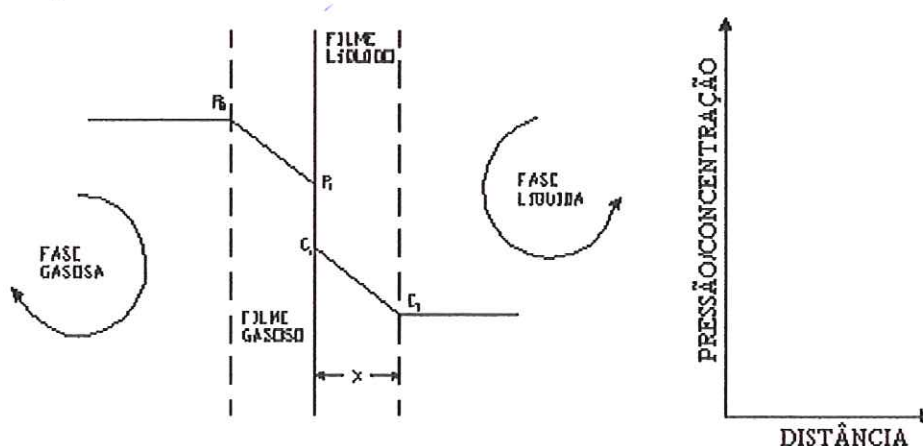


Figura 2.3 – Esquema da difusão molecular nas fases gasosas e líquidas. Fonte: KRENKEL et al. (1962).

De acordo com a Lei de Henry, se a pressão e a concentração do soluto na interface,  $P_i$  e  $C_i$ , respectivamente, estão em equilíbrio, resulta a seguinte equação:

$$P_i = H^* C_i \quad (2.32)$$

onde  $H^*$  é a constante de Henry, medido com a unidade de pressão multiplicada pela razão entre as unidades de volume da solução e massa de soluto dissolvido.



A Tabela 2.2 apresenta dados encontrados em METCALF & EDDY (1972), arrolando alguns valores da constante de Henry  $H^*$  em função da temperatura e do gás.

Tabela 2.2 - Alguns valores da constante de Henry  $H^*$ . Fonte: METCALF & EDDY (1972).

$T(^{\circ}C)$	Ar	Oxigênio
0	4,3	2,55
10	5,5	3,27
20	6,6	4,01
30	7,7	4,75
40	8,7	5,35
50	9,5	5,88
60	10,1	6,29

A variação na temperatura faz com que haja mudanças na absorção de gás para o meio líquido. Um mecanismo que pode explicar parte das alterações seria o fato de que para um aumento na temperatura do líquido, o coeficiente de transferência do meio líquido,  $k_L$ , pode também subir devido à diminuição da viscosidade, que pode tornar o filme líquido menos espesso ou menos resistente à passagem de moléculas. Já no caso do coeficiente de transferência do meio gasoso,  $k_g$ , com o aumento na temperatura pode ocorrer a diminuição do coeficiente, pois pode-se aumentar a viscosidade, tornando o filme mais espesso ou mais resistente à passagem de moléculas (segundo HASLAM, HERSHEY & KEAN, 1924).

Existe muita dificuldade em quantificar os coeficientes da fase gasosa e da fase líquida,  $k_g$  e  $k_L$ , respectivamente, devido a alguns fatores, como:

- Impossibilidade de dimensionar a espessura do filme gasoso e do filme líquido. Por se tratar de filmes muito finos, as moléculas que passam por um filme obrigatoriamente passarão pelo outro filme;

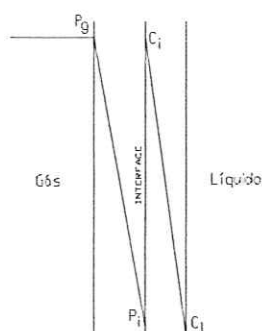
- Dificuldade de manter a área interfacial em regime "laminar".

Contrariando as eventuais conclusões que esta suposição da Teoria dos 2 Filmes pode produzir, BECKER (1923) mostrou que comparando água estacionária com água agitada à 60 r.p.m, o valor do coeficiente de transferência de massa líquido,  $k_L$ , para a água agitada aumenta 5 vezes.

Algumas simplificações das equações (2.30) e (2.31) são permitidas quando se leva em consideração a solubilidade do gás.

□ **Gases muito solúveis:** A concentração do soluto na interface é muito menor que a concentração no corpo principal do gás. A equação (2.30) torna-se:

$$J = k_g P_g \quad (2.33)$$



Conclui-se que neste caso basta considerar a taxa de difusão através do filme gasoso, que governa a transferência, de acordo com a Figura 2.4.

Figura 2.4 - Difusão para gases de alta solubilidade (*HCl*).

Fonte: LEWIS et al. (1924).

□ **Gases de pequena solubilidade:** A concentração de soluto na interface é praticamente igual àquela do corpo principal do gás. Conseqüentemente, na equação (2.31), o valor de  $C_i$  pode ser substituído por  $P_g$ , expresso como  $C_g$ , podendo assim desconsiderar o filme gasoso. Portanto:

$$J = k_L (C_g - C_L) \quad (2.34)$$

De acordo com a Figura 2.5 evidencia-se que a difusão através do filme líquido é lenta e pequena, pois existe pouca diferença de concentração no filme gasoso.

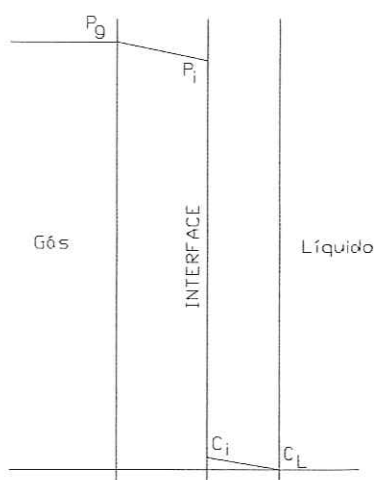


Figura 2.5 – Difusão para gases de baixa solubilidade (Oxigênio).  
Fonte: LEWIS et al. (1924).

A queda brusca da concentração na interface é devido à pouca solubilidade do soluto. De acordo com ADENEY & BECKER (1921), que estudaram a transferência de massa de ar, oxigênio e nitrogênio através de bolhas, esses gases podem ser taxados como de pequena solubilidade.

□ **Gases com solubilidade intermediária:** neste caso utiliza-se um coeficiente global, incluindo os coeficientes gasosos e líquidos. Com o uso da Lei de Henry e através da diferença total de concentração ou pressão do gás no meio gasoso e no meio líquido, utilizando as mesmas unidades, a equação de transferência para gases de solubilidade intermediária fica:

$$J = K_g (P_g - P_L) = K_L (C_g - C_L) \quad (2.35)$$

onde:

$K_g$  = coeficiente de transferência de massa global considerando o gás, [t/L];

$K_L$  = coeficiente de transferência de massa global considerando o líquido, [L/t].

Observando a equação (2.35) verifica-se que  $P_g$  com  $C_g$  e  $P_L$  com  $C_L$  estão em equilíbrio. Por intermédio das equações (2.30), (2.31), (2.32) e (2.35) os valores de  $K_g$  e  $K_L$  podem ser expressos como:

$$K_g = \frac{H^* k_L k_g}{H^* k_L + k_g} \quad (2.36)$$

$$K_L = \frac{k_L k_g}{H^* k_L + k_g} \quad (2.37)$$

(Analisando a equação (2.35) têm-se que  $K_L = \frac{K_g}{H^*}$ )

Na Figura 2.4 e Figura 2.5, as declividades de pressão e concentração nos filmes gasosos e líquidos, respectivamente, são iguais desde que  $k_g = k_L$ .

Através da equação (2.18), caso se queira relacionar o coeficiente difusivo com a espessura do filme líquido  $e$ , pode-se efetuar os seguintes passos:

- admite-se o filme líquido dominando a transferência,
- desconsidera-se transporte advectivo,
- considera-se o escoamento permanente, unidimensional, com o gradiente de concentração na direção da profundidade do escoamento,
- desconsidera-se o movimento turbulento do coeficiente global  $E_C$ ,

Tem-se, então:

$$D_m \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} = 0 \quad (2.38)$$

Por intermédio da Figura 2.6 é possível verificar as condições de contorno para a concentração de gás no filme líquido, que, empregadas na equação (2.38), resultam no gradiente linear clássico da concentração do gás no líquido em geometria plana:

$$C = C_g + \frac{y}{e}(C_L - C_g) \quad (2.39)$$

Aplicando-se a derivada primeira na equação (2.39) em função da profundidade do escoamento, resulta em:

$$\frac{dC}{dy} = \frac{1}{e}(C_g - C_L) \quad (2.40)$$

Na equação (2.1),  $J = D \frac{dc}{dy}$ . Isolando  $\frac{dc}{dy}$  e substituindo em (2.40):

$$\frac{J}{D} = \frac{1}{e}(C_g - C_L) \rightarrow J = \frac{D}{e}(C_g - C_L) \quad (2.41)$$

No caso de gases de pequena solubilidade, a equação (2.34), quando comparada com a equação (2.41), mostra que:

$$K_L = \frac{D}{e} \quad (2.42)$$

$D$  é o coeficiente de difusão molecular ou difusividade molecular,  $[L^2/t]$ ; e  $e$  é a espessura do filme líquido,  $[L]$ . Com isso os autores tentaram relacionar o coeficiente de transferência com a espessura do filme. Acredita-se que, de acordo com a equação (2.42), quanto maior for a agitação no meio líquido, menor será a espessura  $e$  do filme e conseqüentemente se terá um maior coeficiente de transferência.



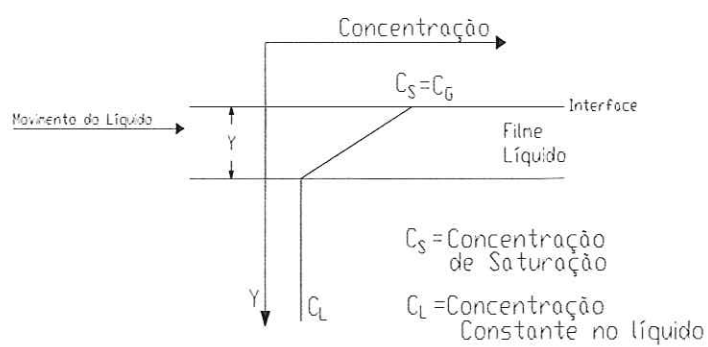


Figura 2.6 – Condições de contorno da concentração no meio líquido.  
Fonte: SCHULZ (1985).

### 2.6.2 - Teoria da Penetração

A descrição aqui apresentada segue aquela de HINES E MADDOX (1985). O conceito do filme líquido estacionário da Teoria dos Dois Filmes não tem fundamento para a Teoria da Penetração. Também considera-se que a região na qual se aplica o equacionamento básico pode ser considerada com espessura infinita, ou seja, desconsidera-se o filme.

Segundo HIGBIE (1935) apud HINES & MADDOX (1985), a Teoria de Penetração considera a existência de pequenos elementos fluidos na superfície líquida, os quais ficam em contato com a fase gasosa por um tempo médio. Após este tempo médio de contato, o elemento fluido penetra no volume líquido, sendo substituído por outro que ascende do mesmo volume. Junto à superfície tem-se puramente difusão molecular capturando as moléculas de gás, em um processo não-estacionário.

Considerando o esquema simplificado da Figura 2.7, o gás submete-se a um processo de difusão através do volume líquido indicado, de acordo com a seguinte equação:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} \quad (2.43)$$

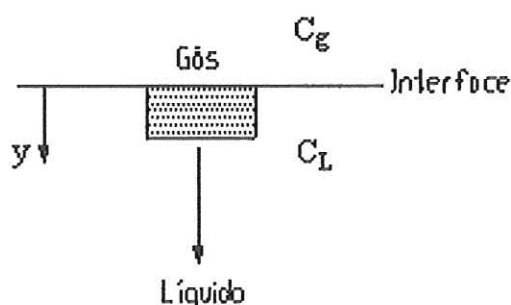


Figura 2.7 - Modelo da Teoria de Penetração. Fonte: SCHULZ (1985)

Na equação (2.20) considerando  $E_c = D$ , observa-se que a equação (2.43) é semelhante à equação (2.20), onde apenas a difusividade molecular é relevante.

As condições de contorno para esta teoria são:

$$\text{Para: } t = 0, \quad C = C_L \quad (2.44)$$

$$y = 0, \quad t > 0, \quad C = C_g \quad (2.45)$$

$$y \rightarrow \infty, \quad C = C_L \quad (2.46)$$

As condições de contorno fornecidas estão de acordo com a hipótese de um tempo de exposição curto, onde a profundidade de penetração do elemento líquido é considerado desprezível comparado à profundidade líquida do escoamento (SCHULZ, 1985, BARBOSA, 1989).

O perfil de concentração obtido da equação (2.43) com as condições de contorno mencionadas está apresentado na equação (2.47). O procedimento detalhado para chegar à forma matemática do perfil de concentração está explicado em HINES E MADDOX (1985).

$$\frac{C - C_L}{C_g - C_L} = 1 - \operatorname{erf}\left(\frac{y}{\sqrt{4Dt}}\right) = \operatorname{erfc}\left(\frac{y}{\sqrt{4Dt}}\right) \quad (2.47)$$

onde  $\operatorname{erfc}$  é definido como função erro complementar.

Antes de utilizar a equação (2.47) na quantificação do coeficiente de transferência de massa, convém lembrar a definição da função erro, e seus respectivos valores. Tem-se:

$$\operatorname{erf}\lambda = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_{\lambda=0}^{\lambda=y/\sqrt{4Dt}} e^{-\lambda^2} d\lambda \quad (2.48)$$

A equação (2.48) define a função erro. Alguns valores da função erro estão apresentados na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 - Valores da Função Erro de Gauss (HINES E MADDOX, 1985).

$\lambda$	$erf\lambda$	$\lambda$	$erf\lambda$	$\lambda$	$erf\lambda$
0,00	0,0000	0,4	0,4284	1,3	0,9340
0,01	0,0113	0,5	0,5205	1,4	0,9523
0,02	0,0226	0,6	0,6039	1,5	0,9661
0,04	0,0451	0,7	0,6778	1,6	0,9763
0,06	0,0676	0,8	0,7421	1,8	0,9891
0,08	0,0901	0,9	0,7969	2,0	0,9953
0,10	0,1125	1,0	0,8427	2,2	0,9981
0,20	0,2227	1,1	0,8802	2,5	0,9996
0,30	0,3286	1,2	0,9103	3,0	1,0000

Através da diferenciação da equação (2.47) é possível determinar o gradiente de concentração:

$$\begin{aligned}\frac{\partial C}{\partial y} &= (C_g - C_L) \frac{\partial}{\partial y} \left( -\frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{y/\sqrt{4Dt}} e^{-y^2/4Dt} dy \right) \\ \frac{\partial C}{\partial y} &= (C_g - C_L) \left( -\frac{2}{\sqrt{\pi}} e^{-y^2/4Dt} \right) \frac{1}{\sqrt{4Dt}} \\ \frac{\partial C}{\partial y} &= -(C_g - C_L) \frac{1}{\sqrt{\pi Dt}} e^{-y^2/4Dt}\end{aligned}\quad (2.49)$$

Através da equação (2.49) e da Lei de Fick é possível determinar a taxa instantânea de transporte de massa na interface, como segue:

$$J|_{y=0} = -D \frac{\partial C}{\partial y} \Big|_{y=0} = \sqrt{\frac{D}{\pi t}} (C_g - C_L) \quad (2.50)$$

Para determinar a taxa média de transporte de massa na interface é preciso determinar a função de distribuição das idades dos elementos líquidos superficiais,  $\phi(t)$ , de acordo com as seguintes propriedades:

$$\int_0^{\infty} \phi(t) dt = 1 \quad (2.51)$$

$$\text{Para } 0 \leq t \leq t_e, \quad \phi(t) = 1/t_e \quad (2.52)$$

$$t > t_e, \quad \phi(t) = 0 \quad (2.53)$$

onde  $t_e$  é o tempo de exposição dos elementos líquidos na superfície.

Portanto, a taxa média temporal,  $\bar{J}$ , considerando a função de distribuição de idades dos elementos líquidos, fica sendo:

$$J|_{\text{Médio}} = \int_0^{t_e} J\phi(t) dt \quad (2.54)$$

$$J|_{\text{Médio}} = \frac{1}{t_e} (C_g - C_L) \int_0^{t_e} \sqrt{\frac{D}{\pi t}}$$

$$J|_{\text{Médio}} = \sqrt{\frac{4D}{\pi t_e}} (C_g - C_L)$$

$$J|_{\text{Médio}} = 2(C_g - C_L) \sqrt{\frac{D}{\pi t_e}} \quad (2.55)$$

Comparando a equação (2.24) com (2.55), conclui-se que:

$$K_L = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi t_e}} \quad (2.56)$$

pois na comparação,  $C_g = C_s$  e  $C_L = C_b$ .

Com isso, o coeficiente de transferência de massa,  $K_L$ , na Teoria de Penetração é proporcional a  $D^{1/2}$ , diferente da Teoria dos Dois Filmes, que considera o coeficiente de transferência de massa proporcional à  $D$  (difusividade molecular elevada à primeira potência).



A Teoria da Penetração mostra que o coeficiente de transferência aumenta em decorrência do aumento de agitação do escoamento. Esta conclusão está relacionada à diminuição do tempo de exposição dos elementos líquidos na superfície.

### 2.6.3 – Teoria da Renovação Superficial

O presente texto também segue aquele apresentado em HINES E MADDOX (1985). O propósito de DANCKWERTS (1951) parece ter sido aprimorar conceitualmente o tempo de exposição da Teoria de Penetração. Enquanto HIGBIE (1935) considera um tempo médio de exposição dos elementos fluidos, DANCKWERTS (1951) assume que existe uma taxa de produção de superfície nova ( $s$ ) por unidade de superfície disponível e considera uma distribuição de idades dos elementos superficiais,  $\psi(t)$ . Considera ainda que os elementos que deixam a superfície e “mergulham” de volta ao meio líquido não tem nenhuma relação com seus respectivos tempos de exposição superficial. Portanto, uma porção de área superficial com idade entre  $t$  e  $t-dt$  pode ser expressa como igual à porção de área superficial com idade entre  $t$  e  $t+dt$ , menos a porção substituída no tempo de exposição  $dt$ .

DANCKWERTS (1951) também assume que a concentração superficial é constante e igual à concentração de saturação. Ou seja, admite a existência de equilíbrio instantâneo entre o gás existente na fase líquida e na fase gasosa, na interface gás-líquido.

O fluxo de massa médio pode ser obtido através da integração ao longo de todo o tempo do produto entre o fluxo instantâneo e a distribuição de idades, que conduz a:

$$J \Big|_{Média} = \bar{J} = (C_g - C_L) \sqrt{\frac{D}{\pi}} \int_0^{\infty} \frac{\psi(t)}{t^{1/2}} dt \quad (2.57)$$

onde  $\psi(t)dt$  é a fração de elementos com idade superficial entre  $t$  e  $t+dt$ .

Como a soma das frações é igual à 1.0, tem-se:

$$\int_0^{\infty} \psi(t) dt = 1.0 \quad (2.58)$$

É importante salientar que DANCKWERTS (1951) assumiu que a taxa de desaparecimento de elementos superficiais com determinada idade seria proporcional ao número de elementos com essa mesma idade, apresentando uma solução para a função de distribuição de idades, onde:

$$-\frac{d\psi}{dt} = s\psi \quad (2.59)$$

que após a integração, torna-se:

$$\psi(t) = a.e^{-st} \quad (2.60)$$

Objetivando a determinação da constante de integração  $a$ , substitui-se a equação (2.60) na equação (2.58), finalizando:

$$\int_0^{\infty} a.e^{-st} dt = 1.0 \quad (2.61)$$

Através da equação (2.61) é possível constatar que  $a=s$ . Com isso, a função de distribuição de idades é:

$$\psi(t) = s.e^{-st} \quad (2.62)$$

Através dos esquemas das Figuras 2.8 e 2.9 é possível visualizar a distribuição das idades superficiais dos elementos fluídos (TAYLOR e KRISHNA-1993).

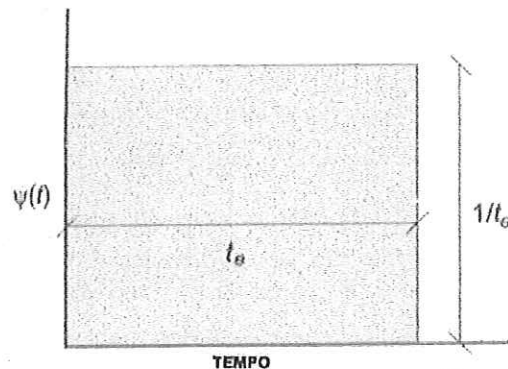


Figura 2.8 – Função distribuição de idade superficial  $\psi(t)$  na qual cada elemento fluído fica o mesmo período de tempo na interface antes de ser substituído por outro.  
Fonte: TAYLOR & KRISHNA(1993).

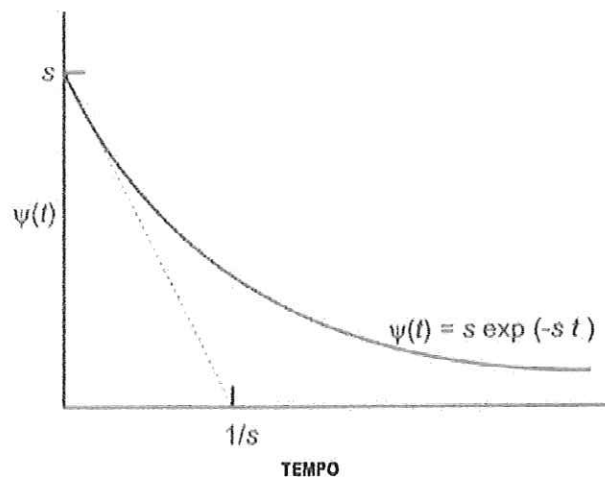


Figura 2.9 – Distribuição de idade superficial de acordo com DANCKWERTS – os elementos passam pela renovação superficial a uma frequência  $s$ . Fonte: TAYLOR & KRISHNA(1993).

Substituindo a equação (2.62) na equação (2.57), obtêm-se o fluxo de massa médio e o coeficiente de transferência de massa, como é mostrado abaixo:

$$J \Big|_{M\u00e9dio} = \bar{J} = (C_g - C_L) \sqrt{\frac{D}{\pi}} \int_0^{\infty} \frac{se^{-st}}{t^{1/2}} dt$$

$$J \Big|_{M\u00e9dio} = \bar{J} = \sqrt{Ds} (C_g - C_L) \Rightarrow K_L = \sqrt{Ds} \quad (2.63)$$

Portanto, a Teoria de Renova\u00e7\u00e3o Superficial diz que  $K_L = \sqrt{Ds}$ , onde  $s$  \u00e9 a taxa de produ\u00e7\u00e3o de superf\u00edcie nova. Mesmo que os valores de  $s$  n\u00e3o sejam conhecidos, podem ser determinados experimentalmente atrav\u00e9s da medida do coeficiente de transfer\u00eancia de massa  $K_L$ .

#### 2.6.4 – Teoria da Penetra\u00e7\u00e3o de Filme

Na tentativa de melhorar o conceito das tr\u00eas teorias anteriores, outros modelos t\u00eam sido desenvolvidos para combinar ou modificar as Teorias do Filme e Penetra\u00e7\u00e3o-Renova\u00e7\u00e3o.

TOOR e MARCHELLO (1958) desenvolveram um modelo que combinou a Teoria dos Filmes com a Teoria de Penetra\u00e7\u00e3o, onde a resist\u00eancia \u00e0 transfer\u00eancia de massa \u00e9 controlado por um filme laminar no lado l\u00edquido, similar \u00e0 Teoria dos 2 Filmes, em um processo de transfer\u00eancia de massa vari\u00e1vel.

O fluxo de massa instant\u00e2neo na interface combinando as duas teorias est\u00e1 apresentado na equa\u00e7\u00e3o (2.64):

$$J \Big|_{y=0} = (C_g - C_L) \frac{D}{\delta} \left[ 1 + 2 \sum_{n=1}^{\infty} \exp\left(-\frac{n^2 \pi^2 Dt}{\delta^2}\right) \right] \quad (2.64)$$

onde  $\delta$  \u00e9 a espessura do filme l\u00edquido.

Caso  $\pi \leq \delta^2/Dt < \infty$ , a equa\u00e7\u00e3o (2.64) pode ser escrita na forma da Teoria de Penetra\u00e7\u00e3o, como segue:

$$J|_{y=0} = (C_g - C_L) \sqrt{\frac{D}{\pi t}} \left[ 1 + 2 \exp\left(-\frac{\delta^2}{Dt}\right) \right] \quad (2.65)$$

Para  $0 < \delta^2/Dt \leq \pi$ , o fluxo de massa pode ser expresso na forma da Teoria dos 2 Filmes, ficando:

$$J|_{y=0} = (C_g - C_L) \frac{D}{\delta} \left[ 1 + 2 \exp\left(-\frac{\pi^2 Dt}{\delta^2}\right) \right] \quad (2.66)$$

Sabe-se que os termos exponenciais das equações (2.65) e (2.66) contribuem até 8.64% no valor do fluxo de massa. Considerando que esta contribuição é pequena em relação ao fluxo de massa total, as equações (2.65) e (2.66) se reduzem à Teoria de Penetração e Teoria dos 2 Filmes, respectivamente.

### 2.6.5 – Teoria para a Combinação dos Mecanismos de Filme e Renovação Superficial

O presente texto segue aquele apresentado por TREYBAL (1980). De acordo com a proporcionalidade de  $K_L$  com  $D^n$ , DOBBINS (1964) assume uma profundidade finita para os elementos superficiais ou turbilhões.

Na equação (2.20), considerando  $E_c = D$ , estipulou-se a 3ª condição de contorno, onde:

$$\text{Para } y = y_1, \quad C = C_L \quad (2.67)$$

onde  $y_1$  é finito.

Com todas estas considerações, obteve-se:

$$K_L|_{Método} = \sqrt{Ds} \coth \sqrt{\frac{sy_1^2}{D}} \quad (2.68)$$



Na Figura 2.10 vê-se os diferentes modelos comparativamente. O expoente  $n$  está entre 0.5 e 1.0. KING (1966) apud TREYBAL (1980) propõe modificações na renovação superficial, estipulando um valor para o expoente  $n$  menor do que 0.5.

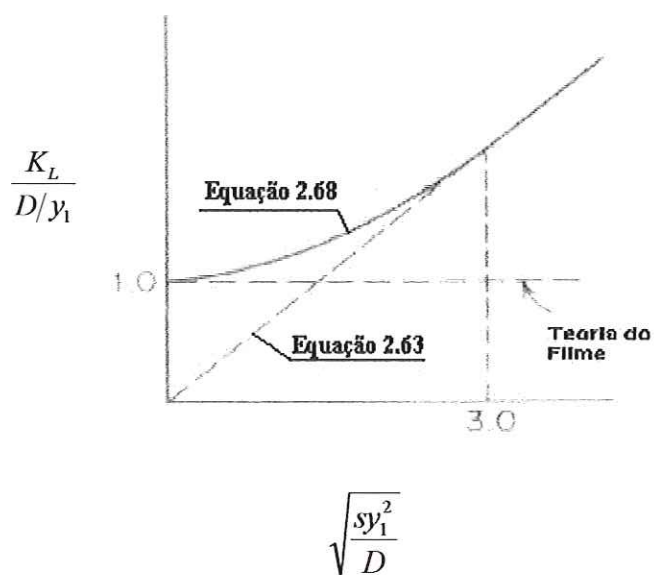


Figura 2.10 – Teoria da Combinação Filme-Renovação Superficial.  
Fonte: TREYBAL (1980)

## 2.7 - Aeração por Bolhas de Ar

Em Engenharia existem várias formas de geração de bolhas de gás para a aeração da água. Por exemplo, podemos citar um simples tubo aberto através do qual o gás entra em uma coluna TREYBAL(1980). Podemos também incluir tubos perfurados horizontalmente, objetivando a uniformidade da distribuição das bolhas. Caminhando no sentido de otimizar o processo de transferência de massa, podemos procurar gerar grande quantidade de bolhas pequenas, o que é conseguido com os difusores cerâmicos, plásticos ou de metais, os quais têm poros muito finos e são os mais utilizados.

A leitura de GIBBON (1974) permite conhecer uma versão das origens da aeração com difusor poroso no tratamento de esgotos. A obra traz exemplos da utilização de difusores para fins diversos, apresentando vários tipos de difusores, escolhidos em função do diâmetro de bolha desejada. A Figura 2.11 permite visualizar alguns tipos de difusores geradores de bolhas pequenas.

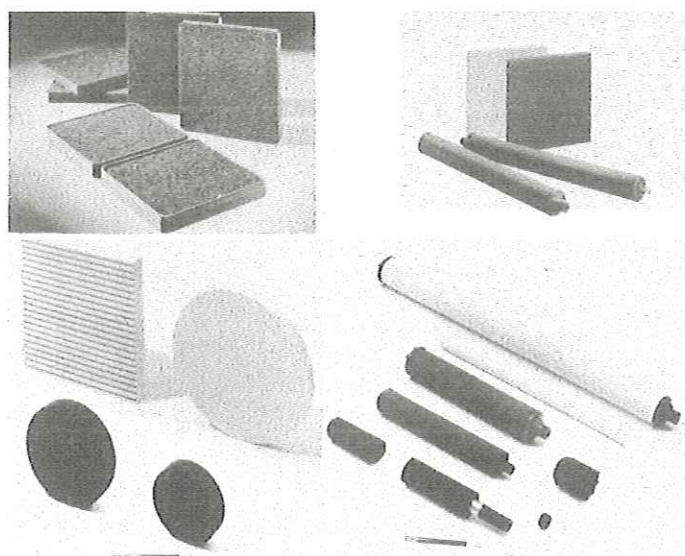


Figura 2.11 – Alguns tipos de difusores geradores de bolhas pequenas.  
Fonte: GIBBON (1974).

GIBBON (1974) cita três tipos de difusores cerâmicos que geram bolhas pequenas (classificações diferentes podem ser encontradas, de acordo com a evolução na área):

- grãos de óxido de alumínio fundido unidos ceramicamente: os nomes comerciais são Kellundite, Aloxite e Alundum;
- grãos de sílica pura unidos por silicato vítreo, com nome comercial de filtros;
- grãos de sílica pura unidos por resina, com o nome comercial de Electroflo.

A Figura 2.12 mostra um sistema com vários difusores ligados por tubos sendo levantado de um tanque de aeração, na cidade de Chicago, nos Estados Unidos. A Figura 2.13 mostra a operação do sistema da Figura 2.12 em batelada. GIBBON (1974).

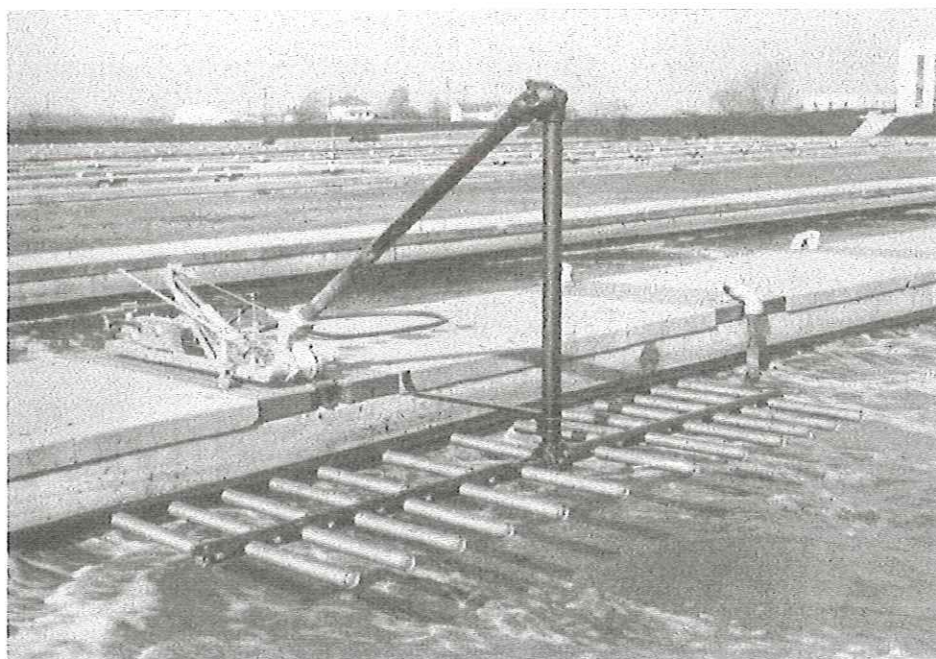


Figura 2.12 - Sistema com vários difusores ligados por tubos sendo levantado de um tanque de aeração. Fonte: GIBBON (1974).





Figura 2.13 – Vista de um longo tanque de aeração com sistema de aeração múltipla instalado e em operação. Fonte: GIBBON (1974).

As figuras mostram a aplicação prática do estudo da troca de massa entre ar e água em sistemas geradores de bolhas. Os estudos relacionados com a transferência de massa ar-líquido, através do campo de velocidade ascensional das bolhas, tamanho das bolhas, evolução de concentração de O<sub>2</sub> em função do tempo, vazão de ar e altura de coluna, tratados neste mestrado, tem como objetivo contribuir para o entendimento do funcionamento de sistemas utilizados em estações de tratamento de esgoto, como aqueles das Figuras 2.12 e 2.13.

### **2.7.1 - Áreas de Interesse para o uso de Difusores de Ar.**

Desde aproximadamente a metade do século passado já existia a preocupação do tratamento de esgoto doméstico e industrial. Na tentativa de melhorar a eficiência dos processos de tratamento de esgoto, surgiu a flotação por ar dissolvido. Segundo BRATBY & AMBROSE (1995) apud MARCHETTO,

M.(1997), tomando como base a escala de laboratório, o processo de flotação por ar dissolvido, em alguns casos, pode ser mais eficaz do que a sedimentação.

Para que seja possível ocorrer a flotação por ar dissolvido é preciso que se tenha uma unidade anterior à flotação, onde ocorra a aeração. Para isso utiliza-se uma unidade microaerada com difusores de ar localizados na parte inferior do reator, que mantêm a concentração de oxigênio dissolvido na faixa de  $0 < O.D < 1.0 \text{ mg/L}$  (MARGARIDA MARCHETTO-1997). Segundo a mesma referência, o reator microaerado pode ter dimensões práticas da ordem de 2,00m de largura, 4,50m de comprimento e 2,00m de altura.

Os difusores de ar também tem utilidade em águas salgadas. BRICKER (1968) apud ZIEMINSKI & WHITTEMORE (1970) utilizou cortinas de bolhas de ar para amortecer o choque das ondas com explosivos colocados dentro do mar, trabalhando com a compressibilidade das bolhas.

## **2.8 - Diâmetro das Bolhas de Gás**

O tamanho com que as bolhas de gás entrarão em uma coluna e subirão por ela é função de vários parâmetros, como a vazão de gás que entra na coluna através do orifício ou difusor, o diâmetro do orifício, a turbulência existente na coluna, entre outros. De forma simples, resume-se que o tamanho é função da hidrodinâmica e das propriedades do líquido (TREYBAL, 1980). Vários estudos se concentraram no efeito das propriedades dos líquidos e da porosidade do difusor na determinação do diâmetro, forma e densidade das bolhas geradas, como por exemplo, HOUGHTON et al. (1957), que testaram vários líquidos.



A tecnologia atualmente disponível no mercado de difusores permite minimizar o diâmetro de bolhas, tanto de oxigênio como de ar, até um valor em torno de 2,0 a 5,0 mm. Esses diâmetros induzem a um baixo coeficiente de transferência de massa de oxigênio, quando comparados com os resultados de diâmetros menores. Objetiva-se nesta área, segundo a literatura, construir difusores ou dispositivos comerciais capazes de gerar bolhas de 300 a 1000  $\mu\text{m}$  de diâmetro (0,3 a 1,0 mm) em grande quantidade, os quais deverão proporcionar maior eficiência de transferência de massa de oxigênio para o meio líquido (MOTARJEMI & JAMESON-1978).

Otimizar o tamanho de bolha considerando a profundidade de injeção em uma coluna implica em buscar a situação na qual esta bolha atinja a superfície sem oxigênio em seu interior (ou com uma quantidade bem reduzida). A necessidade de otimização do tamanho de bolhas é evidente, visto que, para bolhas de grande diâmetro, além da área superficial ser muito pequena, as bolhas chegam muito rápido à superfície, não havendo tempo suficiente para todo o oxigênio ser transferido à água, ao passo que, em bolhas muito pequenas, o oxigênio será transferido logo nas primeiras profundidades ascensionais, o que é impróprio para grandes profundidades. (MOTARJEMI & JAMESON, 1978)

Estudos de eficiência de transferência de oxigênio conduziram às Figuras 2.14 e 2.15, com as quais se obtém o tamanho inicial das bolhas capaz de transferir 95 % do total de oxigênio disponível, considerando várias profundidades. De acordo com as Figuras 2.14 e 2.15, quanto maior for o diâmetro inicial da bolha, maior deverá ser a profundidade da coluna que permitirá transferir 95% do oxigênio disponível nas bolhas, ratificando a afirmação do parágrafo anterior. Mediante a eficiência dos difusores comercializados atualmente, com os quais se consegue

minimizar o diâmetro de bolha até apenas 2,0 mm, para se transferir 95% do oxigênio disponível seria preciso colunas com alturas superiores à 10,0 m. Tais alturas mostram-se geralmente inviáveis, tanto pelo custo quanto pelas condições operacionais.

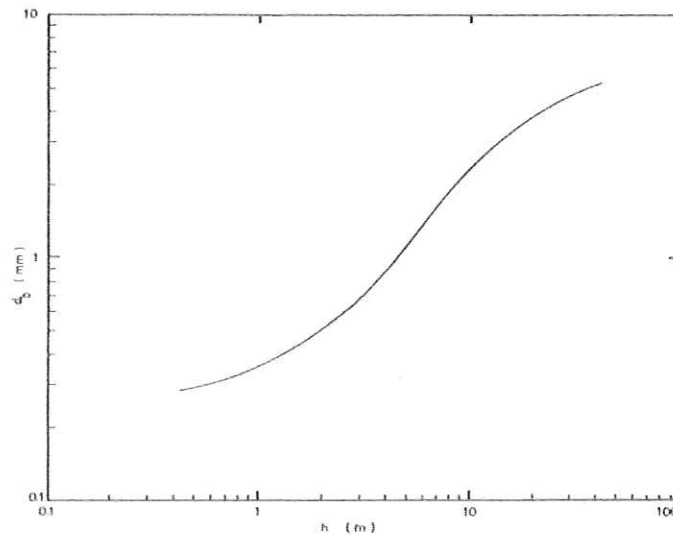


Figura 2.14 – Tamanho inicial de bolhas requerido para água aerada, para realizar a transferência de 95% do oxigênio disponível. Bolhas contendo apenas oxigênio. Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978). As figuras 2.14 e 2.15 foram invertidas em relação à fonte, uma vez que contradiziam as tendências das figuras 2.20 e 2.21.

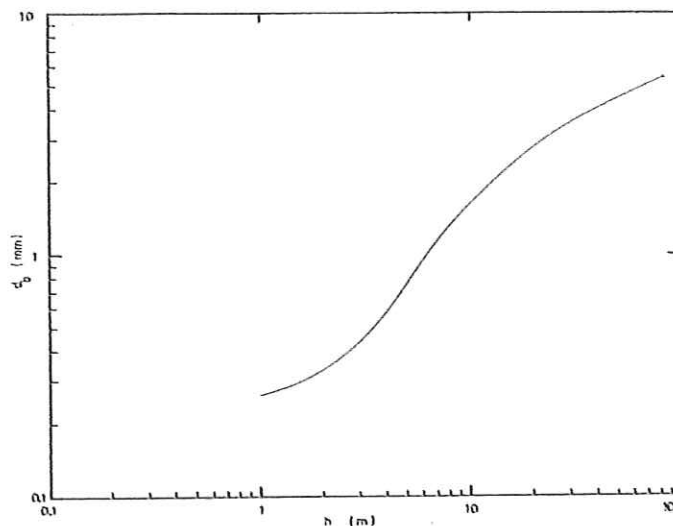


Figura 2.15 - Tamanho inicial de bolhas requerido para água aerada, para realizar a transferência de 95% do oxigênio disponível. Bolhas contendo ar. Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978). As figuras 2.14 e 2.15 foram invertidas em relação à fonte, uma vez que contradiziam as tendências das figuras 2.20 e 2.21.

A literatura apresenta fórmulas para determinação dos diâmetros de bolhas em função da vazão de gás. A seguir apresentam-se equações propostas para difusores tipo tubo com orifícios horizontais e suficientemente espaçados para impedir a interferência de bolhas de orifícios adjacentes (espaçamento de 3 vezes o diâmetro da bolha), apresentados em TREYBAL (1980).

Para vazão de gás muito baixa,  $Q_{gás} < [20(\sigma d_0 g_c)^5 / (g \Delta \rho)^2 \rho_L^3]^{1/6}$ :

$$d_p = \left( \frac{6d_0 \sigma g_c}{g \Delta \rho} \right)^{1/3} \quad (2.69)$$

Onde:

$d_p$  - diâmetro da partícula (bolha),  $[L]$ ;

$d_0$  - diâmetro de perfuração ou orifício,  $[L]$ ;

$\sigma$  - tensão superficial,  $[F/L]$ ;

$g_c$  - fator de conversão,  $[ML/Ft^2]$ ;

$g$  - aceleração da gravidade,  $[L/t^2]$ ;

$\Delta \rho$  - diferença entre massas específicas,  $[M/L^3]$ .

$\rho_L$  - massa específica do líquido,  $[M/L^3]$ .

A equação (2.69) é utilizada para diâmetro do orifício superior à 10,0 mm.

Para meio líquido com viscosidade dinâmica acima de  $1,0 \text{ kg/ms}$ , tem-se:

$$d_p = 2.312 \left( \frac{\mu_L Q_{gás}}{\rho_L g} \right)^{1/4} \quad (2.70)$$

Onde:

$\mu_L$  - viscosidade dinâmica do líquido,  $[M/Lt]$ ;

$Q_{gás}$  - vazão de gás volumétrico,  $[L^3/t]$ .

**Para vazão de gás intermediária,**  $Q_{gás} > [20(\sigma d_0 g_c)^5 / (g \Delta \rho)^2 \rho_L^3]^{1/6}$  e

$Rey_0 < 2.100$ , para ar-água:

$$d_p = 0.0287 d_0^{1/2} Rey_0^{1/3} \quad (2.71)$$

Onde:

$Rey_0$  - número de Reynolds no orifício,  $Rey_0 = d_0 V_0 \rho_{gás} / \mu_{gás}$ ,  $[-]$ ;

$V_0$  - velocidade através de um orifício,  $[L/t]$ ;

$\rho_{gás}$  - massa específica do gás,  $[M/L^3]$ ;

$\mu_{gás}$  - viscosidade dinâmica do gás,  $[M/Lt]$ .

**Para vazão de gás muito grande,**  $10000 < Rey_0 < 50000$ , para ar-água, com diâmetro do orifício entre 0.4 a 1.6mm:

$$d_p = 0.0071 Rey_0^{-0.05} \quad (2.72)$$

Os resultados para difusor tipo tubo perfurado horizontalmente, com furos devidamente separados, apresentados acima são diferentes daqueles para o difusor utilizado neste trabalho. Entretanto estas informações mostram a gama de parâmetros que pode interferir no estudo de transferência de massa do gás para o líquido.

## 2.9 - Velocidade Ascensional das Bolhas

O presente texto baseia-se naquele de TREYBAL (1980).



A determinação do campo de velocidade ascensional das bolhas foi um dos objetivos do presente trabalho. Entende-se que a sua importância se reflete no cálculo do coeficiente de transferência de massa.

Existe diferença entre o valor da velocidade de subida de uma bolha individual e de muitas bolhas. No caso de muitas bolhas a velocidade ascensional costuma ser menor devido a fatores como:

- O aglomerado de bolhas apresenta maior resistência ao deslocamento;
- O diâmetro das bolhas pode ser alterado em decorrência da turbulência que é gerada no líquido pela ação do aglomerado, podendo causar quebras e coalescência de bolhas.

Segundo CALDERBANK, MOO & RIBBY(1964), a quantidade e o tamanho de bolhas grandes é fortemente dependente da velocidade do gás e do tamanho da coluna. HABERMAN et al.(1954) estudou com detalhes a velocidade terminal de subida de bolhas isoladas em função do diâmetro de bolha para vários tipos de líquidos e chegou a conclusão de que em um tanque com água, para um diâmetro de bolha  $2,0\text{ mm} < d < 10,0\text{ mm}$ , a velocidade terminal de subida de bolha isolada era  $20,0\text{ cm/s} < v < 30,0\text{ cm/s}$ . De acordo com TREYBAL (1980), a relação entre o valor do diâmetro de bolha individual e sua velocidade terminal de subida pode ser melhor visualizada a partir de uma divisão em 4 regiões de estudo, conforme mostrado na Figura 2.16:

✓ **Região 1:**  $d_p < 0.7\text{ mm}$ . As bolhas pode ser vistas como esféricas e rígidas, sendo a velocidade dada através da Lei de Stokes:

$$V_t = \frac{gd_p^2\Delta\rho}{18\mu_L} \quad (2.73)$$



onde  $V_t$  - velocidade terminal de uma única bolha,  $[L/t]$ .

✓ **Região 2:**  $0.7\text{mm} < d_p < 1.4\text{mm}$ . O gás contido na bolha circula, de forma que a velocidade superficial (interfacial) não é zero. As bolhas da região 2 na figura sobem mais rápido do que esferas rígidas de mesmo diâmetro. Não existe correlação de dados (é uma região de máximo local) e as coordenadas desta região podem ser obtidas através das equações das regiões 1, 3 e 4 (na mesma figura).

✓ **Região 3** ( $1.4\text{mm} < d_p < 6\text{mm}$ ) e **Região 4** ( $d_p > 6\text{mm}$ ). Nestas regiões as bolhas não são mais esféricas e a subida na coluna pode ser em zig-zag ou em trajetória helicoidal. Na região 4 a bolha tem um formato achatado.

Para ambas regiões e líquidos de baixa viscosidade vale a equação:

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma g_C + g d_p}{d_p \rho_L}} \quad (2.74)$$

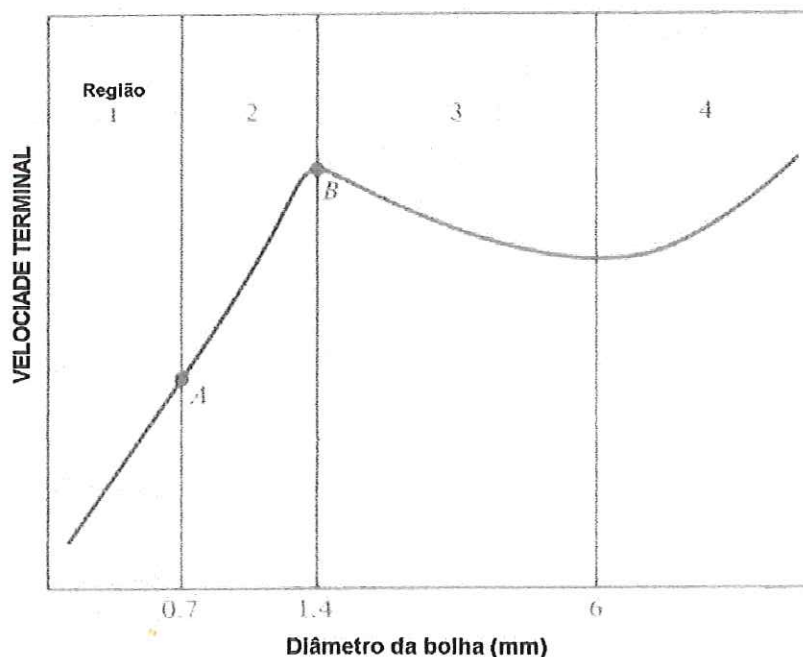


Figura 2.16 – Velocidade terminal de subida de bolhas de gás individuais.  
Fonte: TREYBAL (1980).

De acordo com a Figura 2.17, MOTARJEMI & JAMESON (1978) obtiveram as velocidades ascensionais terminais de bolhas em relação ao diâmetro em uma coluna com base de 1,20cm x 1,20cm e profundidade de 65cm. Seus dados são comparados com aqueles de HABERMAN & MORTON (1956). Os dados apresentam valores próximos e a tendência geral de que quanto maior for o diâmetro da bolha, maior será sua velocidade ascensional terminal.

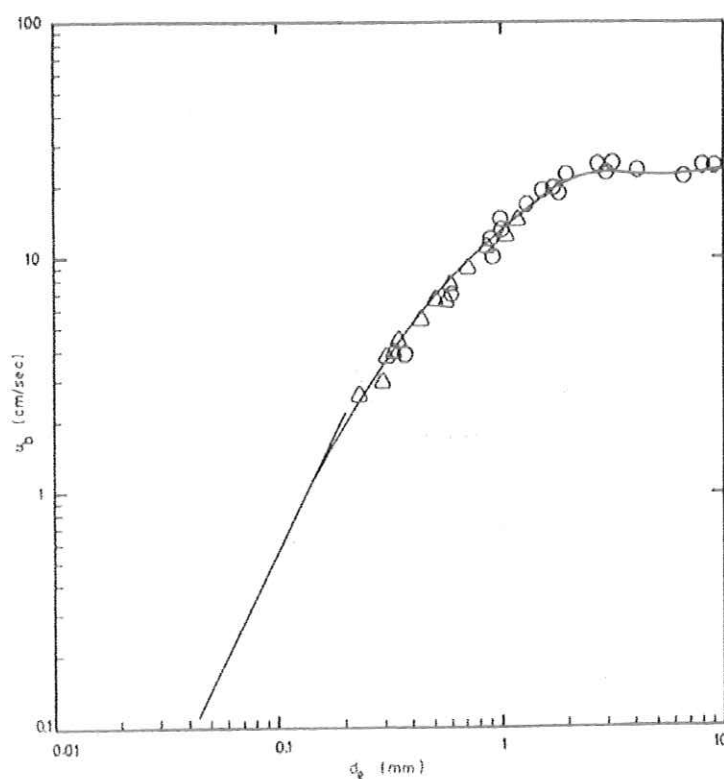


Figura 2.17 – Medidas de velocidade de subida terminal de bolhas em uma coluna com água O - HABERMAN & MORTON (1956);  $\Delta$  - MOTARJEMI & JAMESON (1978). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).

Já BECKER et al. (1994), estudaram o perfil do campo de velocidade ascensional de bolhas e do líquido em um mesmo ensaio. Utilizando uma coluna com seção transversal de 50,0 cm x 8,0 cm e com 2,0 m de altura e quatro pontos para determinação dos perfis. Para o mesmo ponto de determinação, em qualquer local da

coluna sabe-se que a velocidade ascensional de bolhas é maior do que a velocidade ascensional do líquido, pois é a bolha que move o líquido. Através do perfil do volume das bolhas (medido a cada 10 cm ao longo da altura da coluna), concluiu-se que o volume gasoso ou volume de bolhas é maior nos primeiros centímetros acima da saída das bolhas. Ou seja, há uma distribuição não-homogênea do conteúdo de ar ao longo da altura da coluna. Este fato também foi observado por HELSBY & TUSON apud HOUGHTON et al. (1957).

## 2.10 - Área Interfacial

Observa-se que, na determinação do coeficiente de transferência de massa global, um dos principais parâmetros na especificação da intensidade dessa transferência é a área interfacial das bolhas em contato com o líquido. É sabido que quanto maior for a área interfacial das bolhas de gás com o meio líquido, maior será a transferência de massa de gás. Para um mesmo volume de ar, quanto menor for o diâmetro das bolhas, maior será a sua quantidade. Consequentemente maior será a área interfacial de contato. CHARPENTIER apud PERRY et al. (1984) assume que a área interfacial é independente da altura da coluna quando especificado em termos de volume unitário.

Em águas com grandes quantidades de impurezas, a transferência de massa é prejudicada justamente pelas impurezas que ficam aderidas nas superfícies das bolhas, diminuindo a área interfacial de troca de massa (HAMMERTON & GARNER(1954) apud VOGTLÄNDER & MEIJBOOM(1973) e MOTARJEMI & JAMESON (1978)). Com relação às impurezas, nas bolhas maiores existe pouca presença devido à mobilidade dessas bolhas, ao passo que para bolhas menores que

50  $\mu m$  a aderência desses agentes ativos é maior. (MOTARJEMI & JAMESON - 1978).

Segundo TREYBAL(1980), considerando um volume unitário de mistura entre gás e líquido que contêm um volume gasoso  $\varphi_g$ , o número de bolhas é naturalmente dado por:

$$n = \frac{\varphi_g}{\left(\pi d_p^3 / 6\right)} \quad (2.75)$$

Para o mesmo volume de mistura, o número de bolhas em função da área interfacial  $a$  é então:

$$n = \frac{a}{\pi d_p^2} \quad (2.76)$$

Igualando as equações (2.75) e (2.76) obtêm-se a área interfacial específica, que para o volume unitário iguala a área interfacial:

$$a = \frac{6\varphi_g}{d_p} \quad (2.77)$$

Para o intervalo de  $0.1 < \varphi_g < 0.4$  ( $\varphi_g$  em  $m^3/m^3$  - volume unitário) e  $0.15 m/s < V_L / (1 - \varphi_g) < 15 m/s$ , o tamanho das bolhas pode ser aproximado pela seguinte equação:

$$d_p = \frac{0.002344}{\left[V_L / (1 - \varphi_g)\right]^{0.67}} \quad (2.78)$$

onde  $d_p$  está em metros e  $V_L$  em  $m/s$ .

A equação (2.77) também foi apresentada em PERRY et al. (1984).

Trabalhando com aeração de bolhas de ar em água salgada, ZIEMINSKI & WHITTEMORE (1970) determinaram a área interfacial através da seguinte equação:

$$A = \frac{3H \left[ 2 + \frac{1-i^2}{i} \ln \frac{1+i}{1-i} \right]}{4b} \quad (2.79)$$

onde  $A$  = área superficial instantânea ( $cm^2$ );  $a^*$  é o maior eixo ( $cm$ );  $b$  é o menor eixo ( $cm$ );  $H$  = volume de ar ( $cc$ ) e  $i$  = excentricidade =  $\left[ 1 - \left( \frac{b}{a^*} \right)^2 \right]^{1/2}$ .

Segundo ZIEMINSKI & WHITTEMORE (1970), através de testes de precisão realizados com água pura com relação à equação (2.79), obteve-se um erro de 2,35% para  $K_L A$  e 3,96% para  $A$ , onde  $K_L A$  é o coeficiente de transferência de massa multiplicado pela área superficial interfacial,  $[L^3/t]$ ; e  $A$  é a área superficial interfacial,  $[L^2]$ .

## 2.11 - Coalescência e Quebra ou Separação de Bolhas

Segundo CALDERBANK (1964), o fenômeno da coalescência envolve simultaneamente um grande número de bolhas. A ocorrência de coalescência e separação de bolhas depende das condições de operação, tais como vazão de aeração no difusor, altura da coluna, além das propriedades dos líquidos, como viscosidade, densidade e tensão superficial.

Sabe-se que com o aumento da vazão de gás no difusor, a densidade das bolhas cresce e o comportamento do escoamento torna-se heterogêneo devido à formação de grande bolhas. A transição do regime de escoamento homogêneo para o



heterogêneo depende da geometria da coluna e das propriedades físicas da água. BURCKHART & DECKWER (1974).

Na aeração por bolhas de ar, a coalescência e separação têm papel relevante na determinação da velocidade ascensional das bolhas, distribuição dos tamanhos das bolhas e na quantificação da área interfacial. Ao ocorrer a coalescência, para um mesmo volume de gás, diminui-se a área interfacial de transferência de massa. Consequentemente espera-se uma diminuição no coeficiente de transferência de massa (OTAKE, TONE, NAKAO & MITSUHASHI, 1976).

Em um aglomerado de bolhas ascensionais existe uma distância crítica entre bolhas, de 3 a 4 vezes o diâmetro das mesmas, a partir da qual uma bolha começa a exercer influência sobre a outra. Considera-se coalescência quando mais da metade da área projetada de uma bolha está sobreposta com a área de outra bolha.. Ao contrário, considera-se a separação de bolhas quando há superposição de menos da metade da área projetada (OTAKE, TONE, NAKAO & MITSUHASHI, 1976).

De acordo com a Figura 2.18, é possível verificar a dependência da coalescência e separação de bolhas com relação à profundidade da coluna líquida. Conclui-se que nos primeiros centímetros acima do gerador de bolhas, a frequência da coalescência atinge o ponto máximo. A frequência de separação é muito menor do que a frequência de coalescência. Nos dados obtidos na Figura 2.18, a vazão de aeração no bocal foi de  $12,5 \text{ cm}^3/\text{s}$ . O diâmetro do bocal era de  $4,0 \text{ mm}$ .

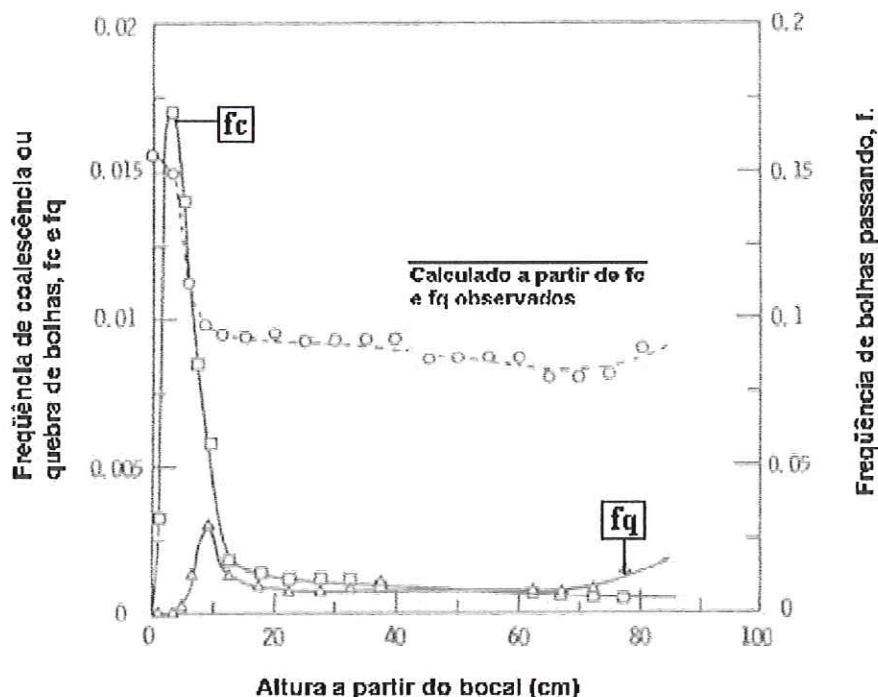


Figura 2.18 – Frequência de bolhas passando, frequência de coalescência e quebra, em função da altura a partir do bocal. o - frequência de bolhas passando;  $\Delta$  - frequência de quebra de bolhas;  $\square$  - frequência de coalescência de bolhas. Fonte: OTAKE et al. (1976).

De acordo com a Figura 2.18, a frequência de passagem de bolha foi definido como o número de bolhas passando através de uma seção transversal de coluna por unidade de área por unidade de tempo durante 10 segundos, sendo  $f(s^{-1}cm^{-2})$ . Já a coalescência e a quebra foram definidas como o número de ocorrência de coalescência e quebra dentro de um certo volume da coluna por unidade de tempo, durante os mesmos 10 segundos, sendo  $fc(s^{-1}cm^{-3})$  e  $fq(s^{-1}cm^{-3})$ . (OTAKE et al. 1976)

ZIEMINSKI & HILL et al.(1962), ZIEMINSKI et al. (1967), e ZIEMINSKI & LESSARD et al. (1969) apud ZIEMINSKI & WHITTEMORE (1970) também assumem que há mudança da área superficial das bolhas, causada pela coalescência ocorrida na zona de formação das bolhas, ou seja, nos primeiros

centímetros acima do difusor. De acordo com ZIEMINSKI & WHITTEMORE (1970), a intensidade de coalescência em água diminui com a adição de sais inorgânicos como:  $NaCl$ ,  $NaBr$ ,  $MgSO_4$ , entre outros.

Segundo OTAKE, TONE, NAKAO & MITSUHASHI (1976), uma alta viscosidade favorece mais a coalescência do que a separação das bolhas. E, quanto mais reduzida for a tensão superficial, mais tranqüila será a separação ou quebra.

## 2.12 - Coeficiente de Transferência de Massa

Em uma grande gama de processos de transferência de massa entre gás e líquido úteis nos estudos ambientais e nas engenharias, o coeficiente de transferência da fase líquida governa a transferência global, podendo-se desconsiderar a influência da fase gasosa (TREYBAL, 1980 e PERRY et al., 1984). Segundo TREYBAL (1980), o coeficiente da fase líquida é relacionado por:

$$Sh = \frac{F_L d_p}{c D_L} = 2 + b' \text{Rey}_g^{0.779} Sc_L^{0.546} \left( \frac{d_p g^{1/3}}{D_L^{2/3}} \right)^{0.116} \quad (2.80)$$

onde  $b' = 0.061$  para uma única bolha de gás e  $b' = 0.0187$  para aglomerado de bolhas. O número de Reynolds do gás é definido como  $\text{Rey}_g = d_p V_s^* \rho_L / \mu_L$ , [-]; e o número de Schmidt,  $Sc_L = \mu_L / \rho_L D_L$ , [-]; onde:

$Sh$  - número de Sherwood, [-];

$F_L$  - coeficiente de transferência de massa da fase líquida,  $[mol/L^2t]$ ;

$c$  - densidade molar do líquido,  $[mol/L^3]$ ;

$d_p$  - diâmetro da partícula (bolha),  $[L]$ ;

$D_L$  - difusividade do líquido,  $[L^2/t]$ ;

$\rho_L$  - massa específica do líquido,  $[M/L^3]$ ;

$\mu_L$  - viscosidade dinâmica do líquido,  $[M/Lt]$ ;

$V_s^*$  - velocidade relativa,  $[L/t]$ ;

$g$  - aceleração da gravidade,  $[L/t^2]$ .

Segundo o Modelo de FRÖSSLING apud MOTARJEMI & JAMESON (1978), para determinar o coeficiente de transferência de massa,  $K_L$ , para bolhas muito pequenas e consideradas sólidas, tem-se:

$$Sh = 0.6 Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad (2.81)$$

Quando o tamanho das partículas excede um determinado limite, elas começam a oscilar e circular dentro da coluna em estudo. HIGBIE (1935) apud MOTARJEMI & JAMESON(1978) e apud VOGTLÄNDER & MEIJBOOM (1973) desenvolveu uma equação para determinar o coeficiente de transferência para bolhas circuláveis, onde:

$$K_L = 2(D/\pi t_e^*)^{1/2} \quad (2.82)$$

onde  $t_e^*$  é o tempo que leva para uma bolha se deslocar um diâmetro de bolha.

Correlações adimensionais foram propostas por CALDERBANK (1967) apud PERRY et al. (1984) para determinar o coeficiente de transferência de massa líquido com relação ao diâmetro de bolha, que nos dá:

Para bolhas pequenas com  $d_b \leq 0.5mm$  :

$$\frac{K_L d_b}{D_L} = 2 + 0.31 \left[ d_b \frac{3g\Delta\rho}{D_L \rho_L} \right]^{1/3} \quad (2.83)$$



E, para  $d_b \geq 2.5mm$ :

$$\frac{K_L d_b}{D_L} = 0.42 \left[ d_b \frac{3g\Delta\rho}{D_L \rho_L} \right]^{1/3} \left[ \frac{\nu_L}{D_L} \right]^{1/6} \quad (2.84)$$

onde:  $K_L$  é o coeficiente de transferência de massa na fase líquida,  $[L/t]$ ;  $d_b$  é o diâmetro da bolha,  $[L]$ ;  $D_L$  é a difusividade da fase líquida,  $[L^2/t]$ ;  $g$  é a aceleração da gravidade,  $[L/t^2]$ ;  $\rho_L$  é a densidade do líquido,  $[M/L^3]$ ;  $\Delta\rho$  é a densidade do líquido menos a densidade do gás,  $[M/L^3]$ ; e  $\nu_L$  é a viscosidade cinemática do líquido,  $[L^2/t]$ . Uma interpolação linear baseado em  $d_b$  é apropriado para  $0.5mm \leq d_b \leq 2.5mm$ .

Mediante a equação (2.85), HIKITA et al. (1981) apud PERRY et al. (1984), apresentou uma correlação adimensional para o coeficiente de transferência de massa volumétrico na fase líquida  $K_L a$ , obtendo:

$$\frac{K_L a U_{SG}}{g} = 14.9 \left( \frac{U_{SG} \mu_L}{\sigma} \right)^{1.76} \left( \frac{\mu_L g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{-0.248} \left( \frac{\mu_g}{\mu_L} \right)^{0.243} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-0.604} \quad (2.85)$$

onde:  $U_{SG}$  é a velocidade do gás superficial,  $[L/t]$ ;  $\mu_L$  é a viscosidade líquida,  $[M/Lt]$ ; e  $\mu_g$  é a viscosidade gasosa,  $[M/Lt]$ .

BOUSSINESQ (1905) apud VOGTLÄNDER & MEIJBOOM (1974), sugere que o coeficiente de transferência de massa para uma bolha esférica em água pura possa ser expresso por:

$$Sh = \left( \frac{4}{\pi} Pe \right)^{1/2} \quad (2.86)$$



onde  $Pe = vd/D_L =$  número de Peclet;  $D_L$  é o coeficiente de difusão,  $[L^2/t]$ ;  $v$  é a velocidade de subida da bolha,  $[L/t]$ ; e  $d$  é o diâmetro equivalente  $[L]$  e igual a  $d = \left(\sqrt[3]{V/(1/6\pi^2)}\right)$ , sendo  $V$  o volume da bolha,  $[L^3]$ .

CALDERBANK & MOO-YOUNG (1962) também sugeriram duas correlações para o coeficiente de transferência de massa de oxigênio,  $K_L$ , onde:

- Para bolhas pequenas com diâmetro menor que aproximadamente 2,50mm:

$$K_L Sc^{2/3} = 0.31 \left( \frac{\Delta\rho\mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \quad (2.87)$$

- Para bolhas grandes:

$$K_L Sc^{1/2} = 0.42 \left( \frac{\Delta\rho\mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \quad (2.88)$$

sendo  $\Delta\rho$  a diferença da densidade entre a água e a bolha,  $[M/L^3]$ ;  $\mu_L$  é a viscosidade da água,  $[M/Lt]$ ;  $\rho_L$  é a densidade da água,  $[M/L^3]$ ; e  $Sc = \mu_L/\rho_L D_L$  é o número de Schmidt,  $[-]$ . Note-se que as equações (2.83), (2.84), (2.87) e (2.88) apresentam pequenas diferenças para situações semelhantes.

Para dividir bolhas "sólidas" de bolhas "circuláveis", HAMMERTON e GARNER(1954) apud MOTARJEMI & JAMESON (1978), definiram que nas bolhas maiores do que  $300 \mu m$ , ocorre a circulação livremente. Analisando a Figura 2.19, MOTARJEMI & JAMESON(1978) agruparam seus dados de coeficiente de transferência em função do diâmetro da bolha com os dados de vários outros pesquisadores, concluindo que o diâmetro de 2 mm otimiza o coeficiente de transferência  $K_L (cm/s)$ .

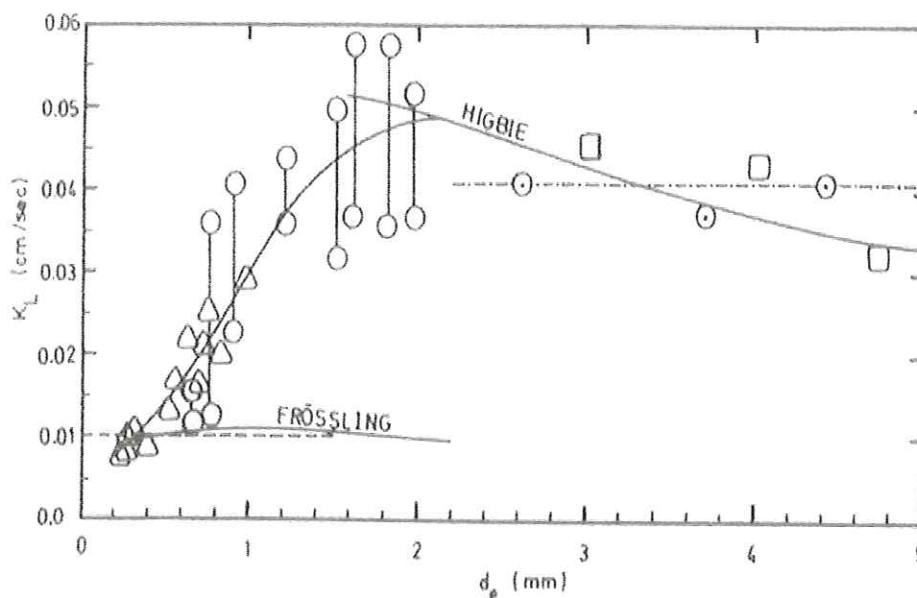


Figura 2.19 – Valores do coeficiente de transferência de massa de oxigênio em função do diâmetro de bolha.  $\Delta$  - MOTARJEMI & JAMESON (1978); O - PASVEER (1955);  $\square$  COPPOCK (1951);  $\odot$  - AIBA & TODA (1964). Os resultados de Higbie (1935) e Frössling estão mostrados. Calderbank & Moo-Young definiram: -----, eq.(2.87); -.-.-.-, eq(2.88). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).

De acordo com as Figuras 2.20 e 2.21, segundo MOTARJEMI & JAMESON (1978), é possível determinar a proporção de oxigênio transferido de bolhas contendo apenas oxigênio e bolhas com ar, respectivamente. A proporção de oxigênio transferido foi analisada para várias profundidades abaixo da superfície. Cada curva representa um diâmetro de bolhas diferente, em mm. É possível verificar em ambos os gráficos que para uma mesma profundidade do tanque, quanto menor for o diâmetro da bolha, a porcentagem de oxigênio transferido torna-se maior. Observa-se também que comparando as Figuras 2.20 e 2.21, para uma mesma profundidade e mesmo diâmetro de bolha, a porcentagem de oxigênio transferido para bolhas apenas com oxigênio é maior do que bolhas com ar.

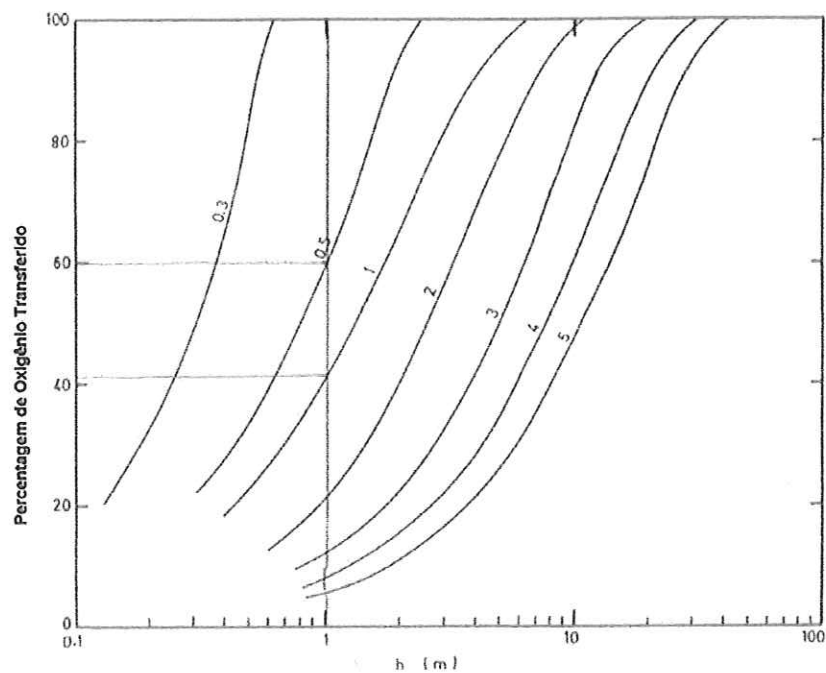


Figura 2.20 – Percentagem de oxigênio transferido através de bolhas contendo apenas oxigênio, liberadas de várias alturas  $h$  abaixo da superfície. As curvas são para diferentes diâmetros de bolhas ( $mm$ ). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).

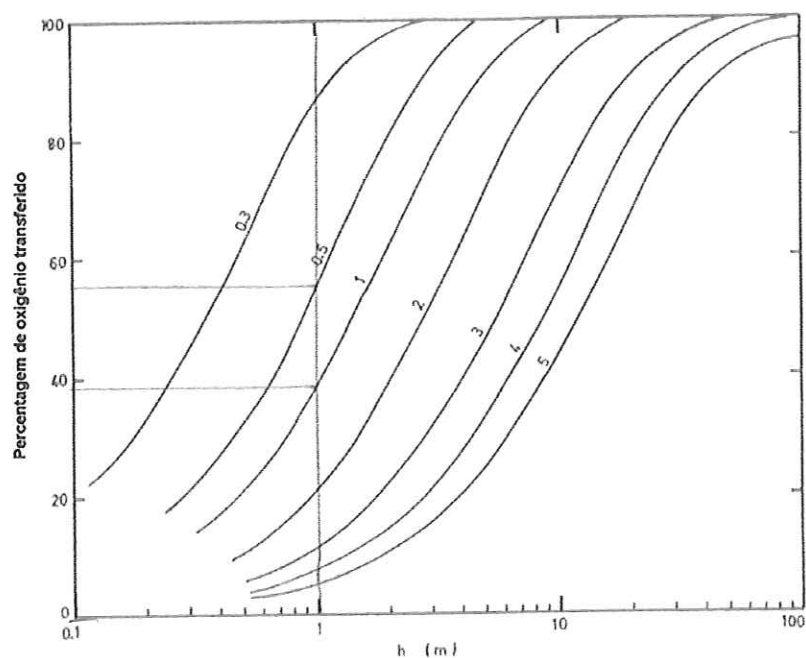


Figura 2.21 – Percentagem de oxigênio transferido através de bolhas contendo apenas ar, liberadas de várias alturas  $h$  abaixo da superfície. As curvas são para diferentes diâmetros de bolhas ( $mm$ ). Fonte: MOTARJEMI & JAMESON (1978).

VOGTLÄNDER & MEIJBOOM (1974) mencionam que na ausência de isolamento térmico no sistema de injeção de gás e na coluna podem ocorrer erros no sistema de medição da transferência de massa devido às mudanças de temperatura do gás a ser injetado na coluna através do difusor. De acordo com a ASCE STANDARD-1984 (American Society of Civil Engineers), a temperatura da água para se realizar o processo de transferência de massa deverá estar entre 10°C e 30°C. Para o presente trabalho, vale a menção de que em todos os ensaios realizados a temperatura da água se manteve nesse intervalo. É importante salientar que a diferença de temperatura entre o início e o final de cada ensaio nunca foi maior do que 2°C, uma vez que este limite também é estipulado pela ASCE STANDARD-1984.

Recomenda-se fazer uma correção da temperatura utilizando um fator de correção  $\theta$  (aceito pela ASCE, 1984) para normalizar os resultados. O fator de correção aceito pela ASCE STANDARD é 1.024. A equação sugerida pela ASCE e citado em PERRY et al. (1984), KRENKEL et al. (1962) é a seguinte:

$$K_L a_{20} = K_L a \theta^{(20-T)} \quad (2.89)$$

onde:  $K_L a$  é o coeficiente de transferência de massa global não corrigido, [1/s];  $K_L a_{20}$  é o coeficiente de transferência de massa global corrigido a 20°C, [1/s];  $\theta$  é o fator de correção; e  $T$  é a temperatura obtida no ensaio que precisa ser ajustada, em Celsius.

De acordo com KRENKEL et al. (1962), com o aumento na temperatura ocorre um decréscimo da solubilidade gasosa na água.

Existem vários valores de fator de correção relacionado ao sistema de operação. Esses valores estão apresentados na Tabela 2.4.



Tabela 2.4 - Fator de correção de  $K_L a$  com a temperatura. Fonte: BARBOSA(1989) apud INNOCENTINI (1996).

$\theta$	Sistema de operação	Ano	Pesquisador
1,0159	Reaeração do Rio Ohio	1926	Streeter e Phelps
1,047	Canal Experimental	1936	Streeter et al.
1,0241	Agitação c/ superf. livre ã quebrada	1961	Elmore e West
1,0226	Agitação com formação de vórtices	1961	Elmore e West
1,024	Agitação c/ superf. livre ã quebrada	1962	Churchill et al.
1,022	Agitação c/ superf. livre ã quebrada	1967	Tsivoglou

De acordo com METCALF & EDDY (1972), o fator de correção  $\theta$  é igual a:

$$\theta = 1.056 \text{ para } 20^{\circ}\text{C} < T < 30^{\circ}\text{C};$$

$$\theta = 1.135 \text{ para } 4^{\circ}\text{C} < T \leq 20^{\circ}\text{C}.$$

Para PHELPS (1944), o fator de correção  $\theta$  é 1.047.

Os valores médios obtidos por CUNHA(1993) diferem em média 1,21% do valor normalizado pela ASCE (1984), através de estudos de transferência dos gases metano, acetileno e etileno.

### 2.13 – Potência Fornecida à Coluna

O presente item segue a descrição encontrada em TREYBAL (1980).

A vazão do gás na saída do difusor gera a maior intensidade de turbulência na coluna.



Através da equação de conservação de energia é possível fazer o balanço de energia entre a face superior do difusor e a superfície líquida da coluna, obtendo-se:

$$\frac{V_s^2}{2g_c} - \frac{V_0^2}{2g_c} + Z_s \frac{g}{g_c} - Z_0 \frac{g}{g_c} + \int_0^s \frac{dP}{\rho_{gás}} + W + H_f = 0 \quad (2.90)$$

As perdas de energia  $H_f$  e  $V_s$  podem ser desprezadas, além de que a densidade do gás pode ser descrita pela Lei de gás ideal, resultando:

$$W = \frac{V_0^2}{2g_c} + \frac{P_0}{\rho_{gás}} \ln \frac{P_0}{P_s} + (Z_0 - Z_s) \frac{g}{g_c} \quad (2.91)$$

Onde  $W$  é o trabalho realizado pelo gás por massa unitária de gás,  $[FL/M]$ ;  $H_f$  é a perda de energia mecânica,  $[FL/M]$ ;  $V_0$  é a velocidade através do orifício do difusor,  $[L/t]$ ;  $V_s$  é a velocidade superficial,  $[L/t]$ ;  $g_c$  é um fator de conversão,  $[ML/Ft^2]$ ;  $g$  é a aceleração da gravidade,  $[L/t^2]$ ;  $Z_s$  é a profundidade superficial,  $[L]$ ;  $Z_0$  é a profundidade do orifício,  $[L]$ ;  $\rho_{gás}$  é a massa específica do gás no orifício,  $[M/L^3]$ ;  $P_0$  é a pressão no orifício,  $[F/L^2]$  e  $P_s$  é a pressão na superfície,  $[F/L^2]$ .

Embora simples, o resultado permite localizar as variáveis relevantes a serem consideradas na avaliação da potência dissipada (fornecida) à coluna.

### **3 - MATERIAIS E MÉTODOS**

#### **3.1 - Descrição das Instalações Utilizadas**

##### **3.1.1 - Coluna**

###### **- Dimensões**

A coluna utilizada neste trabalho foi construída com seção transversal quadrada de 19cm x 19cm e 2.00m de altura, com 2 faces paralelas de acrílico e 2 faces paralelas de vidro, ambas com espessura de 1.50cm, juntamente com um fundo de acrílico de mesma espessura, conforme a Figura 3.1. As faces de acrílico e de vidro são planas para evitar correções geométricas quando da visualização.

As faces de vidro têm a finalidade de facilitar a visualização das bolhas ascensionais através do uso da câmera de alta resolução (estudo do campo de velocidade das bolhas). As faces de acrílico facilitam a perfuração das tomadas de água e demais trabalhos mecânicos. O acrílico também permite uma boa penetração da folha de luz do laser. Porém, por ser mais susceptível a ações mecânicas (arranhões, opacidade da superfície), garante-se a manutenção da coluna para os próximos trabalhos através do uso das paredes de vidro.



Figura 3.1 – Coluna construída para os trabalhos de mestrado.

A necessidade de uma superfície transparente e plana para o uso do feixe de luz laser, visando não distorcer a imagem, fez com que, em 1970, ZIEMINSKI & WHITTEMORE adaptassem uma montagem experimental com uma placa plana de vidro. A providência permitiu obter imagens não distorcidas, diferente do que acontecia antes, quando a coluna era cilíndrica. No presente trabalho optou-se montar toda a coluna com base quadrada. Segundo PAVKO & LEVEC (1974) e NOVAK & RIEGER (1973), as colunas quadradas são mais vantajosas em comparação às cilíndricas, devido ao maior espaço utilizado (base quadrada com lado igual ao diâmetro de uma base circular) e reduzido consumo de energia para o mesmo efeito de mistura.

### - Travamento

Entende-se por travamento a estabilização mecânica da coluna, com o intuito de evitar vazamentos e deformações. O travamento ao longo da coluna foi feito com barras de aço galvanizado roscáveis (prisoneiros, na terminologia dos técnicos), espaçados em 15,0 centímetros, colocados nos dois lados da coluna, de acordo com a Figura 3.2b. O aperto dos prisoneiros foi feito com cuidado, procurando gerar uma mesma tensão, uma vez que tensões exageradas provocariam a deformação da placa de acrílico (com eventual ruptura).

A Figura 3.2a mostra o desenho esquemático do corte transversal da coluna juntamente com os prisoneiros. Utilizou-se 8 metros de uma borracha rígida circular com diâmetro de 3mm, também chamado de oringer, para vedar a coluna, como está demonstrado na Figura 3.2a.

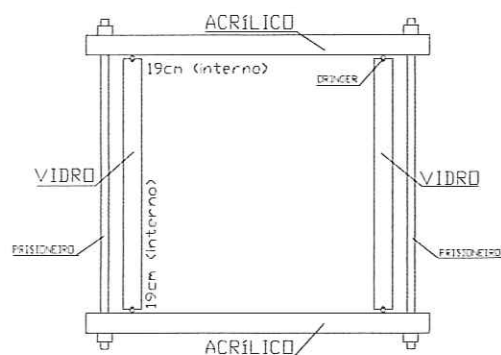


Figura 3.2a – Esquema do travamento da coluna.



Figura 3.2b – Vista dos prisioneiros em um dos lados da coluna.

#### **- Base**

A base ou fundo da coluna, confeccionada em acrílico de 1,5 cm de espessura, é provida de um difusor poroso localizado no centro da base e uma abertura para saída de água (esvaziamento da coluna ou recirculação da água para deaeração). Esta abertura é localizada próxima a um dos vértices da seção transversal, conforme mostram as Figuras 3.3 e 3.4. A base da coluna pode ser substituída, permitindo estudar vários tipos de difusores diferentes.

O equipamento utilizado neste trabalho para geração de bolhas ascensionais foi um difusor de ar nacional confeccionado em plástico microporoso, com poros de  $20\mu m$ , para vazão de ar até  $3m^3/h$ , 75mm de diâmetro em sua base e 70mm de altura. Salienta-se que não foi considerada a aquisição de difusores importados em decorrência do seu custo.





Figura 3.3 – Vista interna da base da coluna



Figura 3.4 – Vista externa da base da coluna.

#### **- Estrutura Suporte**

Para sustentar a coluna e manter a sua estanqueidade foi construído uma estrutura de aço, pintada de branco, conforme mostrado na Figura 3.1. Esta estrutura de aço mantém a coluna estável fixando-se apenas as suas extremidades.

### **- Pontos de Tomadas de Água**

Existe o interesse em efetuar coletas de amostra de água ao longo da altura da coluna com o intuito de verificar a evolução da concentração de diferentes compostos. Este estudo não é objetivo do presente trabalho de mestrado, mas a bancada experimental está pronta para trabalhos futuros.

As tomadas de água foram confeccionadas em latão, usinadas com abertura de 1,5 mm para introdução de agulha e vedadas com septos de silicone de 9,5 mm de diâmetro. As tomadas foram fixadas ao longo da linha central vertical de uma das faces de acrílico, nos intervalos dos prisioneiros, totalizando 14 tomadas, como mostra a Figura 3.5. Como já mencionado, utilizou-se o acrílico em decorrência da facilidade de perfuração e vedação deste material, e, evidentemente, por ser transparente, facilitando a visualização das bolhas ascensionais.

A ASCE STANDARD (1984) comenta que o mínimo de 4 pontos de tomada de água é suficiente para determinar a evolução da concentração de ar. O maior número de pontos é decorrente do fato de se estar considerando uma maior gama de componentes nos trabalhos futuros.



Figura 3.5 – Vista de um dos pontos de tomada de água.

### 3.1.2 – Bomba de Recirculação

Uma bomba da marca MARK, modelo XD1, 3500 rpm e potência de 1/3 CV, localizada na parte externa da coluna, acoplada à tubulação de sucção no fundo, tem a finalidade de promover a recirculação da água, objetivando a mistura do sulfito de sódio com a água da coluna, conforme a Figura 3.6.



Figura 3.6 – Bomba utilizada para recirculação da água.



### 3.1.3 – Redutor de Pressão, Filtro, Rotâmetro

Como pode ser visto na Figura 3.7, antes do gás vindo do compressor entrar no aerador, o mesmo passa por um redutor de pressão. Após o redutor, o gás é filtrado com a finalidade de impedir o entupimento do difusor. Na saída do filtro, o ar passa pelo medidor de vazão de ar (rotâmetro), graduado de 200 *l/h* até 2000 *l/h*. Foi possível fixar com precisão a vazão de ar desejada para cada ensaio. Os três equipamentos foram fornecidos pelo Laboratório de Hidráulica do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP.

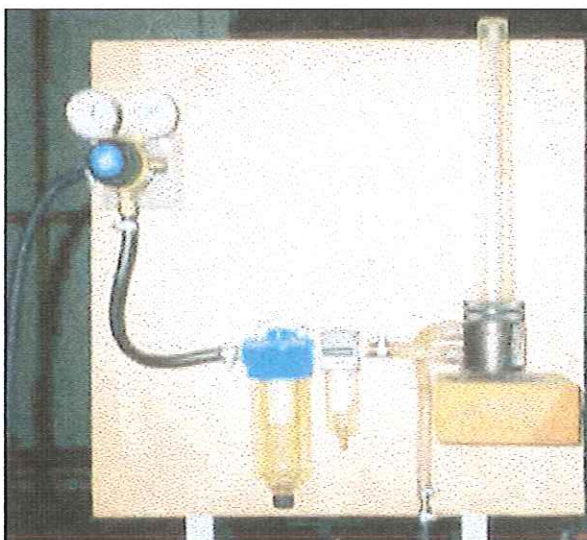


Figura 3.7 – Redutor de Pressão, Filtro de ar e Rotâmetro visto da esquerda para a direita, nesta seqüência.

### 3.1.4 – Medição de Oxigênio Dissolvido

#### - Hélice

O aparelho medidor de O.D apenas funciona em águas com um nível de agitação que permita renovar constantemente a água junto ao eletrodo. Contudo, o líquido presente na coluna mantém-se com baixa velocidade de escoamento ao longo dos experimentos, fornecida apenas pelo movimento das bolhas em ascensão. O movimento das bolhas é ocasionado pela pressão introduzida no difusor. Assim, foi

preciso construir uma hélice de alumínio com 4 pás de 3,0 cm de diâmetro e posicioná-la ao lado da sonda. A rotação imposta foi de 440 rpm, proporcionando velocidade suficiente na cabeça do eletrodo (ver Figura 3.8).



Figura 3.8 – Hélice em funcionamento e fixa pela estrutura amarela ao lado da sonda do medidor de O.D.

#### - Tacômetro

Um Tacômetro Digital foi utilizado para determinar a rotação de 440 rpm da hélice de alumínio colocada defronte à membrana do medidor de oxigênio dissolvido em todos os ensaios. Como já foi mencionado, a hélice proporcionou à água uma velocidade suficiente para o bom funcionamento do medidor de O.D.

Visto que foi utilizada uma furadeira para impor rotação à hélice, para determinar a rotação, uma fita refletora com área de aproximadamente 12 mm<sup>2</sup> foi colada na superfície do mancal da furadeira. A rotação da hélice é obtida por simples contagem do número de vezes que o sensor de rotação passa pela fita refletora por unidade de tempo. A área não refletida deve ser maior do que a área refletida e o fundo onde é colado o adesivo deve ser preto. Algumas especificações gerais do Tacômetro constam do **Apêndice I**.



A Figura 3.9 mostra o tacômetro utilizado neste trabalho.

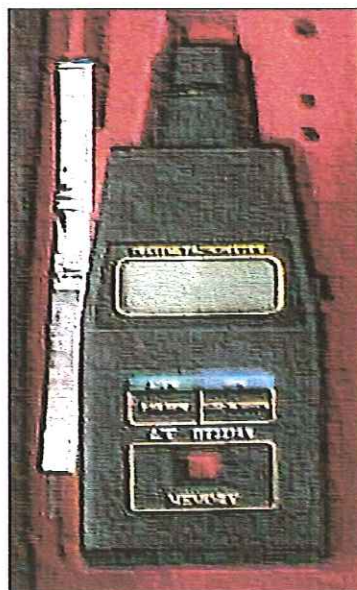


Figura 3.9 – Tacômetro utilizado neste trabalho.

#### - Aparelho Medidor de O.D. (Oxigênio Dissolvido)

Segundo a ASCE STANDARD ( American Society of Civil Engineers), para se realizar medida de concentração de oxigênio dissolvido em águas limpas ou águas de abastecimento público, pode-se utilizar uma sonda com eletrodo de membrana ou o Método de Winkler. No presente trabalho foi usado o aparelho medidor de oxigênio dissolvido WTW -323, que consiste de um eletrodo ligado a um sistema de amplificação de sinal. A sonda (eletrodo) é separada do meio líquido por uma membrana permeável ao oxigênio. Quando a sonda está em contato com o líquido, o oxigênio dissolvido presente no lado líquido difunde-se através da membrana, sendo reduzido eletroquimicamente após passar por um cátodo de potencial elétrico constante, gerando uma corrente elétrica. (MOMESSO,A.M-1996). Algumas especificações do aparelho WTW-323 são descritas no **Apêndice II**, juntamente com os procedimentos de calibração do aparelho, conforme o **Apêndice**

III. A Figura 3.10 apresenta o medidor de oxigênio dissolvido utilizado neste trabalho.



Figura 3.10 – Aparelho medidor de O.D. WTW 323, juntamente com a solução limpadora, solução eletrolítica e membranas removíveis.

### 3.1.5 - Laser

Existem duas maneiras que estão sendo utilizados atualmente para determinar a velocidade em escoamentos através do uso do Laser, que são a velocimetria com Laser- Doppler (VDL) e a velocimetria a Laser por processamento de Imagens (VLPI).

A VDL consiste na avaliação da velocidade através do estudo do efeito Doppler na envoltória de um feixe de Laser que atinge uma partícula em um pequeno volume de trabalho, baseado na interferência dos feixes e criação de “franjas” de luz por onde transita a partícula. Sua utilização tem grande importância na determinação de velocidades pontuais de um escoamento.

Já a VLPI possibilita a determinação de todo um campo instantâneo de velocidades em uma região bidimensional do escoamento. A vantagem do uso da Fonte de Laser é a não interferência de sondas no escoamento, as quais modificam o escoamento normal do líquido. No método VLPI, uma folha de Laser expandida

através de um conjunto de lentes ilumina o escoamento. Com a utilização de câmeras de alta resolução, as imagens das partículas que se deslocam dentro da área de estudo são gravadas. O uso do laser é conveniente porque o mesmo fornece luz altamente concentrada para que as partículas presentes no meio reflitam esta luz com intensidade suficiente para que suas posições sejam registradas em equipamentos óticos, como câmeras fotográficas e filmadoras.

As imagens gravadas são comumente analisadas de duas formas: a análise de correlação e a análise por rastreamento de partículas. De forma simples, o rastreamento de partículas acompanha o movimento de partículas isoladas, registrando posições e intervalos de tempo. Contudo, quando o escoamento é turbulento, pode haver a "sobreposição" de partículas, acarretando dificuldades para identificar "qual partícula registrada seguiu qual caminho". Nesse caso, uma análise de todo o campo é necessário, buscando-se a situação mais provável para o escoamento. Como se trata de um processo estatístico, no qual posições são correlacionadas em tempos sucessivos, este método recebeu o nome de Análise de Correlação.

Os componentes principais da velocimetria a Laser por processamento de imagens (VLPI) são descritos a seguir.

#### **- Fonte de Laser**

A única finalidade do Laser no estudo de velocimetria em escoamentos é de iluminar uma seção do escoamento, possibilitando ótima visualização das partículas.



Para a visualização podem ser utilizados Lasers pulsantes ou contínuos. Os Lasers pulsantes fornecem grande potência de iluminação em cada pulso, tendo, portanto, maior preferência. Já os contínuos fornecem potência menor de iluminação para visualização dos escoamentos, pois a potência fornecida para a iluminação do escoamento é igual à média, nos intervalos de tempo requeridos para as exposições.

Para a realização deste trabalho foi utilizado um Laser de vapor de cobre, como mostrado na Figura 3.12, com alta taxa de repetição de pulsos de iluminação. Este laser oferece pulsos de iluminação de alta potência, que propicia uma folha de luz de alta densidade ( $W/m^2$ ).

As potências médias na saída do feixe estão entre 10 e 20  $W$ , com uma taxa de repetição de pulsos de 10  $kHz$ , com duração do pulso entre 20 e 60  $ms$ .

#### **- Bloqueador-atenuador e Conversor de feixe**

Como pode ser visto na Figura 3.12, na saída da geração do laser há um bloqueador e um atenuador do feixe do laser, que pode ser manuseado manualmente ou por um mecanismo de controle. Quando o bloqueador está em funcionamento, não há transmissão da luz laser. Com o atenuador, a potência de saída do laser é diminuída em 90%.

A finalidade do conversor é introduzir o feixe na fibra ótica, a qual conduz a luz ao longo de grandes distâncias. Dificuldades operacionais existem, como a necessidade de alinhamento do feixe de luz antes da introdução na fibra ótica, para que haja a máxima potência disponível. Contudo, um desvio do ponto focal pode implicar em "queima" da ponta da fibra, ou seja, escurecimento e impedimento da passagem normal da luz.



### - Fibra ótica

Como já foi mencionado, a finalidade da fibra ótica é transportar o feixe de luz Laser a grandes distâncias. Devido ao problema de atenuação da luz, o uso da fibra ótica implica em perda inevitável de potência de iluminação. Com uma fibra de 15,0 m há perda de 30% dessa potência.

### - Gerador do Plano de luz

Trata-se de um conjunto de lentes convergentes e divergentes, que tem a finalidade de gerar um plano de luz, conforme é mostrado na Figura 3.13. O plano de luz é a porção iluminada do escoamento, onde são determinados os campos de velocidade. A espessura da folha de Luz Laser é de aproximadamente 4mm, com um ângulo de abertura de  $28^\circ$ , conforme pode ser visualizado na Figura 3.11.

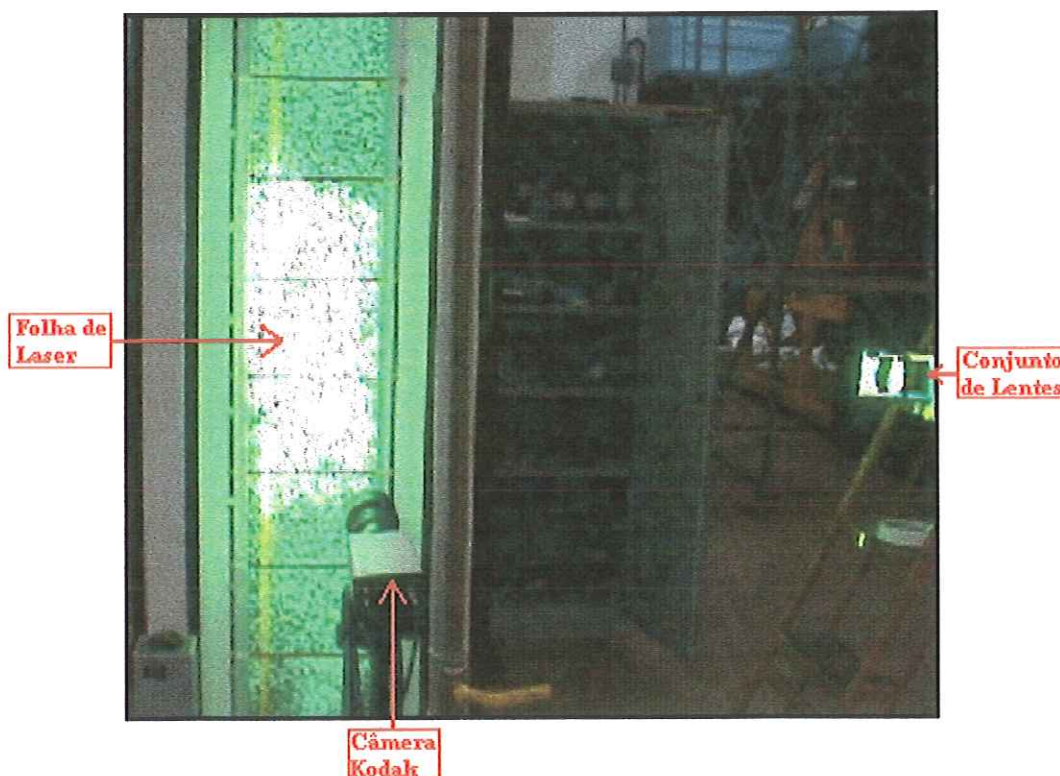


Figura 3.11 – Demonstração de que existe um ângulo de abertura da folha de luz gerado pelo sistema ótico (conjunto de lentes convergentes e divergentes).

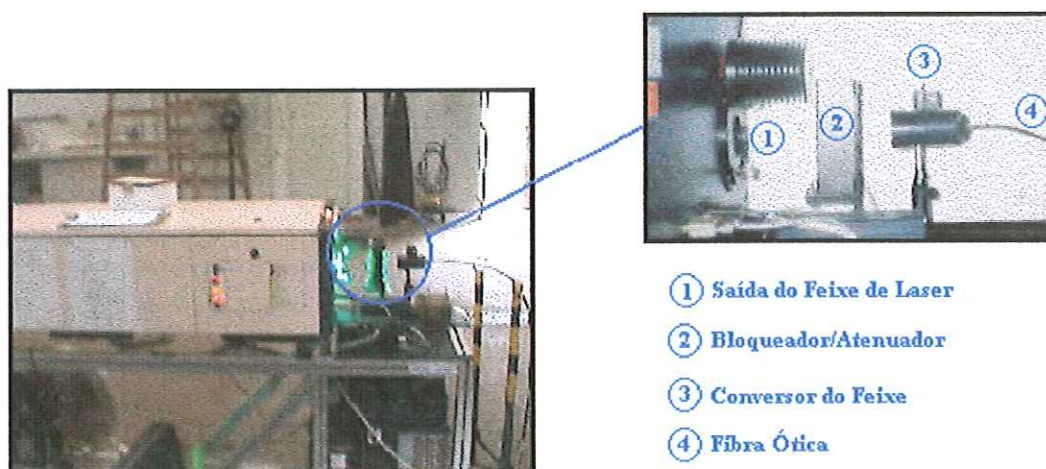


Figura 3.12 – Aparelho Laser em funcionamento, transmitindo folha de luz até a coluna através de uma fibra ótica de 15m de extensão.

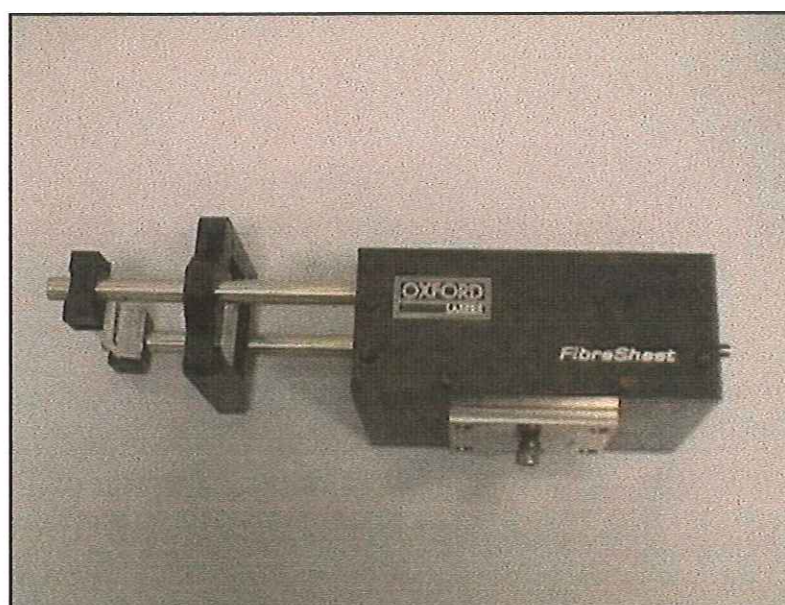


Figura 3.13 – Conjunto de lentes convergentes e divergentes, que tem a finalidade de gerar um plano de luz.

#### - Câmera

A câmera tem a finalidade de captar as imagens na área selecionada do escoamento iluminada pelo plano de luz laser. O ângulo formado entre o plano de luz laser e o eixo longitudinal da objetiva da câmera deve ser o mais próximo possível de

90°, a fim de que os campos de velocidades obtidos através de imagens sucessivas tenham uma representação real.

Câmeras utilizadas para obtenção de imagens sucessivas devem permitir a visualização de deslocamentos sucessivos de partículas, através de um grande número de exposições por segundo, a fim de que possa ser determinado adequadamente os campos de velocidade bidimensionais. A câmera utilizada neste trabalho tem uma resolução que varia de 512 x 512 a 1K x 1K pixels. A resolução da câmera em números de pixels é importante para a nitidez da imagem e para a geração dos valores numéricos no processo de tratamento da imagem. Na calibração da câmera, uma régua graduada em centímetros colocada no plano da folha de luz, permite ao programa utilizado transformar a informação de centímetros para número de pixels.

Já existem trabalhos sendo feitos para determinar o campo de velocidades em grandes áreas. Como exemplo, pode-se citar FUJITA (1996) apud BARBOSA, A.A. (1998) onde o tamanho das áreas varia de 4 a 45  $m^2$ , em propagação de cheias e vertedouros. Como em grandes áreas de estudo costuma-se ter velocidades do escoamento menores (em experimentos de bancada), a iluminação do escoamento costuma ser feita através da fonte de luz laser contínua.

#### **- Processamento das imagens**

A calibração e as imagens obtidas através da câmera são trabalhadas com o programa VISIFLOW, objetivando a determinação dos campos de velocidades ascensionais das bolhas.



## 3.2 - Metodologia Empregada

### 3.2.1 - Deaeração

Antes de dar início ao processo de aeração é preciso retirar o máximo possível de oxigênio dissolvido da água. Denomina-se esta operação de "deaeração". Três possibilidades de proceder a deaeração foram aventadas neste trabalho: método mecânico, método de gás de arraste e método químico.

O método mecânico proposto por MAXWELL & HOLLEY (1969) apud INNOCENTINI (1996), também utilizado por SCHULZ (1985) e BARBOSA (1989) consiste de um sistema de bombeamento em circuito fechado, onde na sucção cria-se uma região de alta velocidade e baixa pressão, através de uma passagem com área inferior a área da tubulação de sucção. Quando o oxigênio dissolvido na água passa pela região de baixa pressão, o mesmo abandona a solução e, através de bolhas, chega à superfície da água, sendo liberado para a atmosfera. O tempo médio de deaeração para se atingir um  $C_0 \approx 4.00 \text{ mg/l}$  é de 6 horas.

O método de gás de arraste impõe apenas o borbulhamento de um gás puro, por exemplo nitrogênio, na água que contém oxigênio. Como a pressão parcial do oxigênio é menor dentro das bolhas do que no líquido, há passagem deste gás para as bolhas que, finalmente, se perdem na atmosfera através da superfície.

Já o método químico utiliza sulfito de sódio anidro. Este método pode gerar interferências na determinação do oxigênio dissolvido devido a presença dos agentes químicos. Contudo, os procedimentos consagrados para análise de aeração (ASCE STANDARD, 1984, por exemplo), sugerem o uso deste método. Apesar dos possíveis inconvenientes do método químico, a deaeração total é atingida em apenas 3 a 4 minutos (ASCE STANDARD). Ou seja, chega-se à concentração  $C_0=0,0 \text{ mg/l}$ .



Para a deaeração da coluna em questão foi utilizado o sulfito de sódio anidro ( $Na_2SO_3$ ) na proporção 0,42g/l. Para a mistura completa do sulfito de sódio em toda a coluna foi utilizada a bomba de 1/3 cv para circular a água, conforme mencionado anteriormente. Mesmo com a recomendação da ASCE STANDARD, que sugere 3 a 4 minutos para a distribuição uniforme do composto químico, no presente trabalho a bomba ficou misturando o sulfito de sódio na água por 10 minutos, chegando-se sempre a um  $C_0 = 0.00\text{mg/l}$  em todos os ensaios.

Para evitar que o sulfito de sódio em pó fosse introduzido diretamente na coluna líquida, uma quantidade do produto, calculado para a altura do líquido na coluna (na proporção 0,42g/l), era colocada em um frasco graduado de um litro e agitada para haver total diluição. A coluna com água na altura prevista para o ensaio (já descontando um litro do frasco graduado) recebia a solução com sulfito de sódio (procedimento conforme ASCE STANDARD, 1984). Posteriormente ligava-se a bomba de recirculação por 10 minutos.

Para que não houvesse presença do ar atmosférico sobre o nível de água dentro da coluna, usou-se uma tampa de acrílico com área de 21,0 cm x 21,0 cm e espessura de 1,5 cm.

Esta tampa foi provida de uma tubulação adequadamente projetada, que permite a retirada da tampa quando o experimento de aeração tem início. Esta tubulação visa permitir a passagem da água com sulfito de sódio no processo de mistura e deaeração. Na deaeração, a água com sulfito de sódio é retirada do fundo e introduzida na coluna novamente pela superfície. Com a tampa e a tubulação, fez-se com que o ponto de reintrodução da água na coluna ficasse a 1,6 m abaixo do topo da coluna. Esta providência permitiu a completa mistura em 10 minutos e evitou que

houvesse turbilhonamento próximo à superfície para qualquer configuração adotada na coluna (diferentes alturas de água). Este turbilhonamento pode introduzir bolhas o que é indesejável no processo de deaeração porque introduz oxigênio atmosférico na água.

Terminado o ensaio a coluna era esvaziada totalmente. Enchia-se novamente e deixava-se a água entrar na coluna com uma determinada vazão e sair com aproximadamente a mesma vazão, mantendo um nível constante na coluna, juntamente com a bomba ligada, tanto para limpar completamente a coluna quanto a própria bomba. Este procedimento tinha duração de 10 minutos.

Antes do 1º ensaio do dia, água de abastecimento público era colocada na coluna, ligando-se posteriormente a bomba para efetuar a retirada do óxido de ferro formado dentro da bomba durante a noite ou fim de semana. Através da Figura 3.14 é possível visualizar o esquema do processo de deaeração.

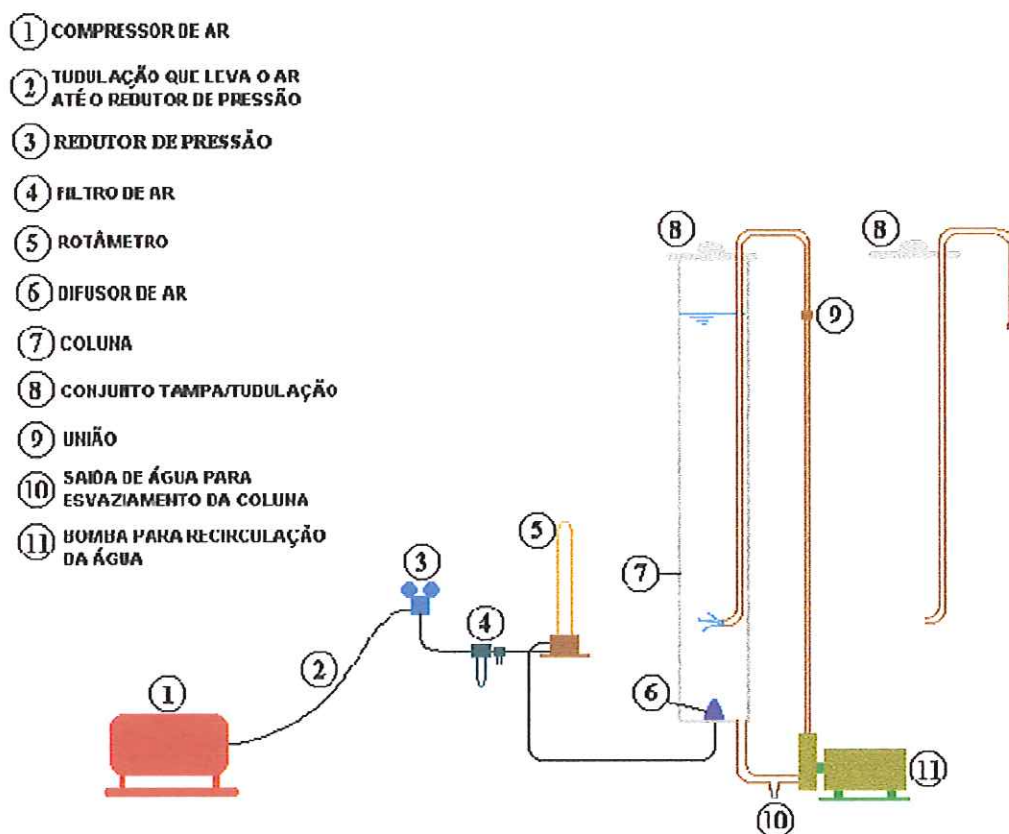


Figura 3.14 – Esquema da coluna no processo de deaeração.

Como pode ser observado na Figura 3.14, não existe geração de bolhas ascensionais.

### 3.2.2 - Aeração

O sistema de aeração e o difusor foram apresentados anteriormente neste texto (itens 3.1.1-Dimensões e 3.1.1- Base).

O gás utilizado para a realização de todos os ensaios foi fornecido através de um compressor de ar do Laboratório de Hidráulica do CRHEA-USP. Conforme já foi mencionado, foram utilizados um redutor de pressão, um filtro de ar e um rotâmetro. Após a passagem pelo rotâmetro, o ar entra no difusor microporoso, que gera as bolhas de ar ascensionais, necessárias para a execução dos ensaios.

A sonda do medidor de O.D era posicionada a 2 cm da base da coluna, ficando ao lado do difusor (em decorrência da grande quantidade de bolhas, que podiam se fixar à membrana porosa, invalidando os experimentos). As bolhas podiam ser defletidas em seu deslocamento também pela movimentação gerada pela hélice, o que foi evitado com o posicionamento escolhido. Para garantir a ausência de bolhas na sonda, ainda providenciou-se a colocação de um anel de PVC com 75mm de diâmetro e 50mm de altura envolvendo o difusor microporoso, como pode ser visto na Figura 3.8. Vale mencionar que essas providências eram de fato necessárias para grandes vazões de ar e alturas de coluna de água.

É importante notificar que o diâmetro de 75mm do anel de PVC não restringiu o escoamento das bolhas, como pode ser visto na Figura 3.15.

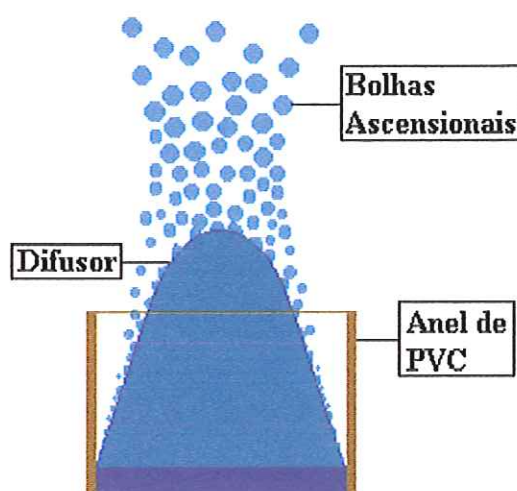


Figura 3.15 – Demonstração de que o anel de PVC não restringiu o escoamento das bolhas.

#### - Verificação da Sensibilidade do Equipamento de O.D.

Para verificar se a rotação de 440 rpm para a hélice era suficiente para o bom funcionamento do aparelho medidor de O.D, procedeu-se da seguinte forma: para uma altura da coluna  $h=1.10\text{m}$ , após zerada a concentração de O.D na coluna



através da deaeração, ligou-se o aparelho medidor de OD apenas com a hélice funcionando (difusor desligado), e verificou-se que após 30 medidas, com intervalo de 1min entre cada medida, a concentração de OD se manteve no zero. Após isso, foi ligado o difusor com vazão de ar de 700 l/h, verificando-se que a concentração de OD passou a aumentar gradualmente, motivada pelas bolhas ascensionais geradas pelo difusor.

No final do ensaio, já com a concentração de OD saturado plenamente estabelecida, foi desligado o difusor, a hélice e o aparelho medidor de OD. Após alguns segundos ligou-se o aparelho medidor de OD juntamente com a hélice (com o difusor desligado) e tornou-se a medir a concentração de OD da água naquele momento, confirmando o valor de saturação. Finalizando, desligou-se a hélice e verificou-se que a concentração de OD diminuía substancialmente, comprovando a fragilidade das leituras deste aparelho quando aplicado em águas estacionárias. Através da Figura 3.16 é possível visualizar o esquema do processo de aeração.

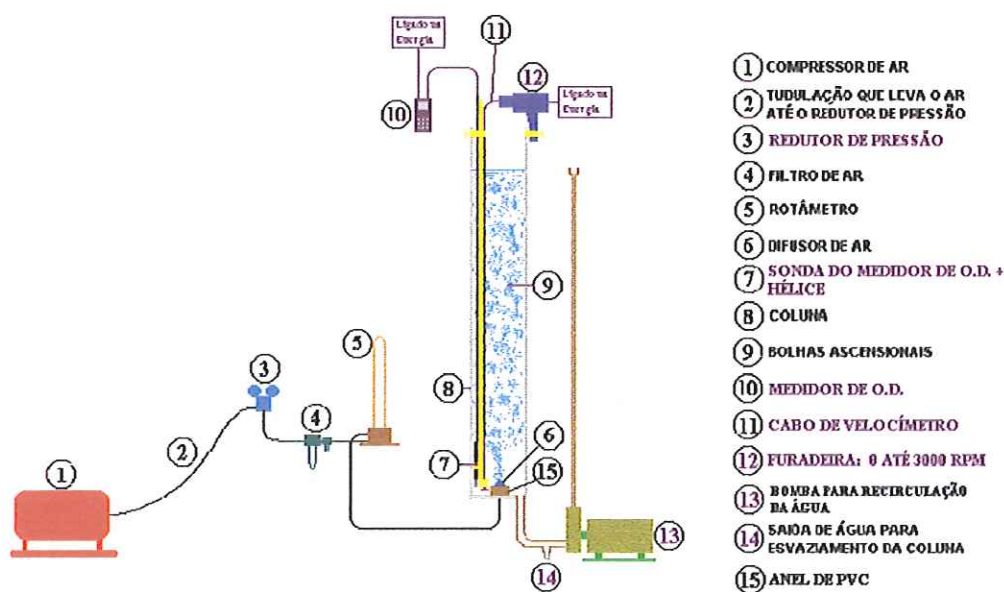


Figura 3.16 – Esquema do processo de aeração.

### **3.3 - Metodologia dos Ensaio**

#### **3.3.1 - Curvas de Aeração**

Em todos os 40 ensaios realizados neste trabalho, a metodologia foi a mesma, mudando-se apenas a altura de água na coluna e a vazão de ar injetado através do difusor microporoso.

Imediatamente após o término de cada deaeração, retira-se a tampa da coluna. Através do uso de uma estrutura de aço convenientemente projetada, que permite fixar lado a lado a sonda do medidor e a hélice, fixa-se a sonda a 2 cm da base, como mostrado na Figura 3.8. Posteriormente a hélice é ligada a 440 rpm, através de um cabo de velocímetro acoplado a uma furadeira fixada no alto da coluna, ao mesmo tempo em que é ligado o aparelho medidor de O.D.

Fixa-se então vazão de ar desejada, fazendo-o entrar na coluna através do difusor, iniciando o processo de aeração.

Para vazões baixas de ar, o intervalo de tempo em que eram registrados os valores de O.D era de 1 minuto. À medida em que, ao longo dos experimentos sucessivos, a vazão de ar aumentava, existia a necessidade em diminuir os intervalos de tempo entre as medidas de O.D., pois o oxigênio passa a ser dissolvido na água com maior rapidez. Utilizou-se então o intervalo de 15 segundos.

Mesmo com a colocação do anel de PVC envolvendo o difusor microporoso, houve a necessidade de repetição em alguns ensaios, pois eventualmente bolhas aderem ao medidor de O.D. e modificam a evolução real da concentração de oxigênio. Esses problemas foram constatados em ensaios onde a altura da coluna e a vazão de gás eram grandes. A Figura 3.17 tenta mostrar uma bolha aderida à sonda do medidor de O.D com o ensaio em andamento.



Figura 3.17 – Bolha de ar aderida à sonda do medidor de O.D.

Na realização de todos os ensaios foram anotados os valores da temperatura da água de abastecimento público através de um termômetro comum antes de começar a deaeração. Para anotar o valor da temperatura no início da aeração e no final da aeração foi utilizado o próprio medidor de O.D WTW-323, o qual contém esta opção. Foi registrada também a temperatura ambiente em todos os ensaios.

Com o interesse em determinar o volume total das bolhas em todos os ensaios, foram anotadas as diferenças de altura da coluna de água parada com a altura da coluna de água em aeração, ou seja, com as bolhas ascensionais. Além disso, procurou-se registrar as pressões de ar em todos os ensaios.

### 3.3.2 – Diâmetro Equivalente das Bolhas

A determinação do tamanho das bolhas é fundamental para quantificar a área interfacial de troca de massa. Para determinar o diâmetro equivalente das bolhas ascensionais deste trabalho utilizou-se a luz do laser.



Uma escala, graduada em centímetros na abscissa e na ordenada, foi mergulhada na coluna com nível de água de 1.80m. Calibrou-se esta escala no programa Visiflow transformando centímetros em número de pixels.

O campo de velocidade é maior no centro da seção transversal da coluna e menor nas extremidades. O tempo de exposição ajustado para a câmera foi de 0,1272 milissegundos, o que produzia traços para as bolhas mais velozes. Para buscar um maior número de bolhas visíveis e sem traços, houve a necessidade de pegar as imagens próximo a uma das paredes de vidro. Frisa-se que a alta concentração de bolhas também dificulta estudar a região central do escoamento de bolhas.

No processo de calibração, o tamanho da imagem que foi utilizada para fixar o número de pixels foi de 5,0 cm na abscissa e 4,0 cm na ordenada. A localização do lado inferior desta imagem foi de 80,0 cm acima da base interna da coluna. Os lados desta imagem ficaram distantes 7,0 cm das extremidades de acrílico de cada lado. A distância da escala graduada até a parede de vidro foi de 1,0 cm.

A Figura 3.18 permite verificar a localização do sistema ótico e da câmera Kodak utilizados na determinação do tamanho das bolhas.



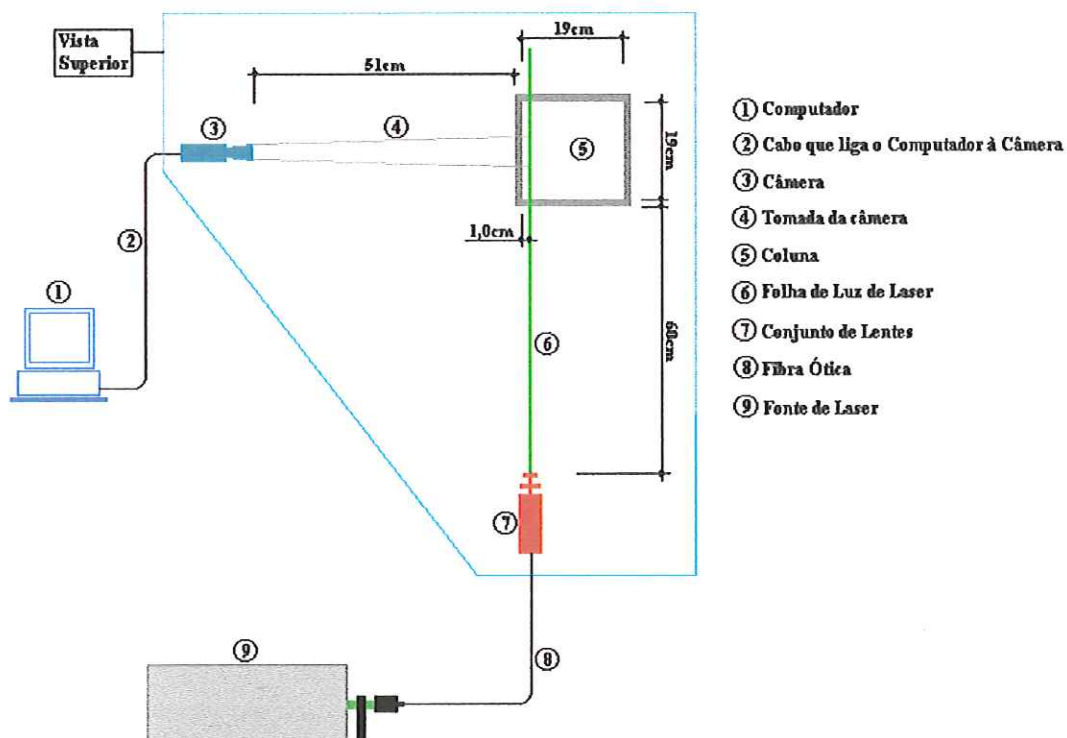


Figura 3.18 - Localização do sistema óptico e da câmera Kodak utilizados na determinação do tamanho das bolhas neste trabalho.

Foram determinados os diâmetros equivalentes das bolhas para as mesmas vazões da Tabela 3.1, mantendo-se o nível de água em 1,80 m. Para cada vazão foram tiradas 60 imagens com um intervalo de 0,1272 milissegundos de exposição. Haviam imagens que não possibilitaram a visualização de qualquer bolha nítida, sendo portanto descartadas. Em média conseguia-se visualizar 4 bolhas por imagem, conforme é mostrado na Figura 3.19.

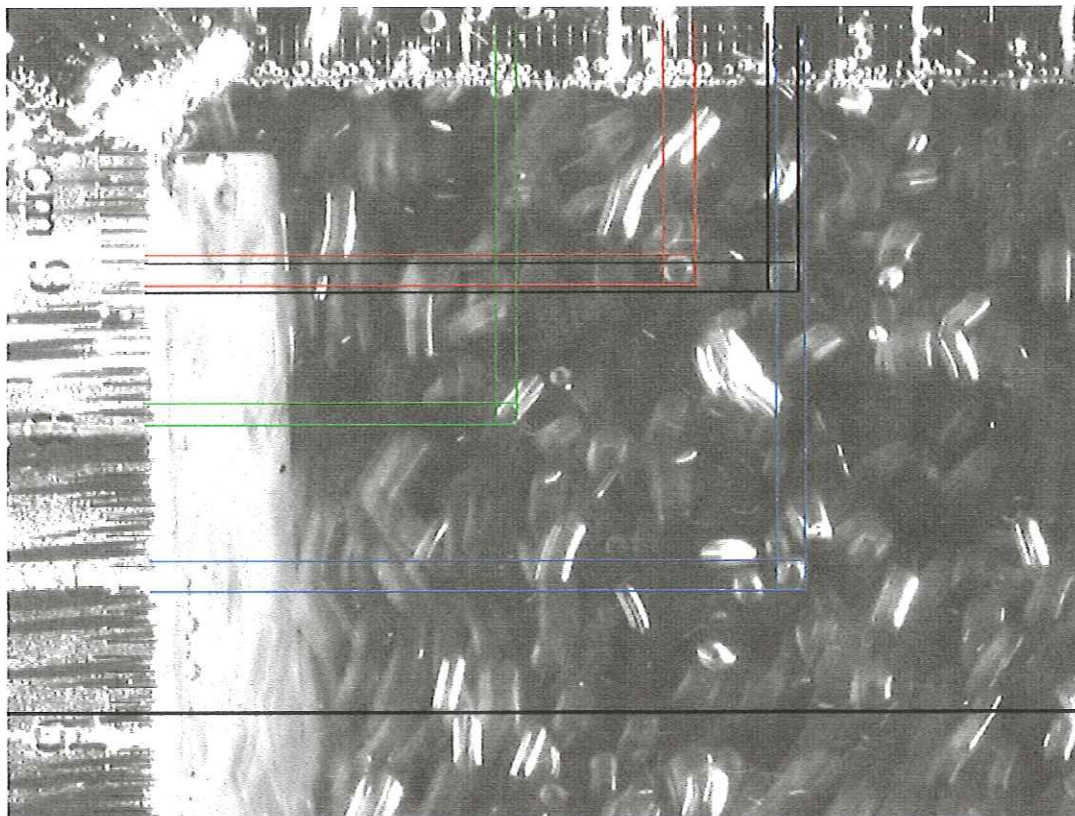


Figura 3.19 – Uma das imagens de bolhas ascensionais para a vazão  $Q=400 \text{ l/h}$ , juntamente com a determinação do diâmetro equivalente através das régua graduadas em centímetros na abscissa e na ordenada.

Como pode ser visto na Figura 3.19, analisando cada foto com o programa *Paint* do *Windows* foi possível determinar, com a precisão permitida pela régua graduada, os diâmetros equivalentes das bolhas e a frequência de ocorrência de tamanhos de bolhas para todas as vazões. Note-se que buscou-se minimizar o erro com o uso de grande número de bolhas. Evidentemente, quando a altura de uma bolha  $a$  é igual ao tamanho horizontal  $b$ , o diâmetro equivalente desta bolha é o próprio valor de  $a=b$ . Mas quando  $a \neq b$ , sendo  $a < b$ , o valor do diâmetro equivalente é o mesmo diâmetro de uma esfera com volume igual ao do elipsóide formado, onde  $D_e = (ab^2)^{1/3}$ .

### **3.3.3 –Velocidade Ascensional das Bolhas**

As velocidades ascensionais das bolhas foram determinadas com a utilização do Laser e do programa VISIFLOW.

Neste trabalho optou-se por determinar o campo de velocidades para as mesmas vazões usadas no estudo do coeficiente de transferência, porém mantendo-se o nível de água dentro da coluna fixo em 1,80m. Idealmente conviria variar o nível de água dentro da coluna, mas em decorrência dos usos múltiplos do equipamento, nas diferentes pesquisas conduzidas, o tempo foi otimizado para esses usos.

As imagens obtidas possibilitam visualizar toda a seção transversal do escoamento ascensional das bolhas.

A localização do sistema ótico e da câmera Kodak utilizados na determinação dos campos de velocidade ascensionais das bolhas neste trabalho pode ser visto na Figura 3.20. De acordo com a Figura 3.20, o plano de luz de Laser ficou posicionado aproximadamente no centro da coluna, pois nesta região as velocidades ascensionais das bolhas tem o valor máximo.

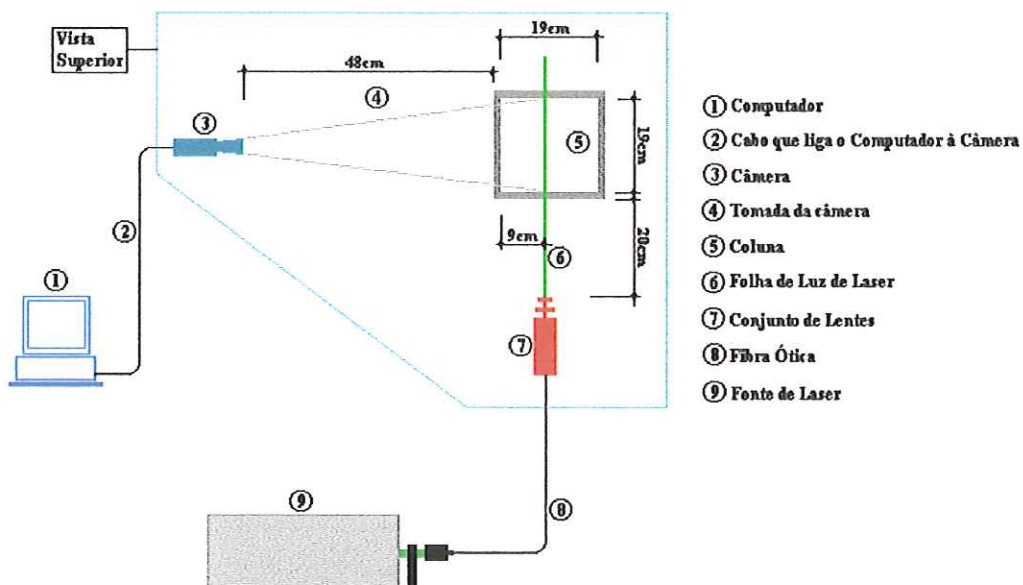


Figura 3.20 - A localização do sistema óptico e da câmera Kodak utilizados na determinação dos campos de velocidade ascensionais das bolhas neste trabalho.

A Tabela 3.1 fornece o número de seqüências obtidas, o intervalo entre elas e, conseqüentemente o número total de imagens obtidas para cada vazão.

Tabela 3.1 – Número total de imagens obtidas para cada vazão.

	Vazão				
	400 l/h	800 l/h	1200 l/h	1600 l/h	2000 l/h
Nº de imagens	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s
Intervalo (s)	15,00	25,70	65,26	25,24	17,30
Nº de imagens	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s
Intervalo (s)	34,36	23,57	45,51	18,2	18,25
Nº de imagens	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s
Intervalo (s)	24,41	17,95	26,82	17,37	14,65
Nº de imagens	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s	10 imagens/s
Total de imagens	40 imagens	40 imagens	40 imagens	40 imagens	40 imagens



Com as imagens obtidas pela câmera, determinou-se os campos instantâneos de velocidade ascensional das bolhas através do programa VISIFLOW.

Convém salientar que o bom funcionamento do programa Visiflow para a obtenção dos vetores de velocidade depende da visualização de uma mesma bolha em imagens sucessivas.

### 3.4 – Configurações Analisadas

A Tabela 3.2 permite verificar as configurações ensaiadas.

Tabela 3.2 – Configurações analisadas.

Ensaio	Altura do tanque (m)	Vazão de ar (l/h)
1	0,50	400
2	0,60	400
3	0,80	400
4	1,00	400
5	1,20	400
6	1,40	400
7	1,60	400
8	1,80	400
9	0,50	800
10	0,60	800
11	0,80	800
12	1,00	800
13	1,20	800
14	1,40	800
15	1,60	800
16	1,80	800
17	0,50	1200
18	0,60	1200
19	0,80	1200
20	1,00	1200
21	1,20	1200
22	1,40	1200
23	1,60	1200
24	1,80	1200
25	0,50	1600
26	0,60	1600
27	0,80	1600
28	1,00	1600
29	1,20	1600
30	1,40	1600
31	1,60	1600
32	1,80	1600
33	0,50	2000
34	0,60	2000
35	0,80	2000
36	1,00	2000
37	1,20	2000
38	1,40	2000
39	1,60	2000
40	1,80	2000

### 3.5 – Ajuste dos Parâmetros

#### 3.5.1 - Coeficiente Volumétrico $K_L a$ de Transferência de Massa Global e Concentração de Saturação $C_s$

Nos ensaios realizados, no que diz respeito à aeração na coluna, utilizou-se a equação (3.1) para ajustar os parâmetros  $C_s$  e  $K_L a$ , através do programa MATHEMATICA 4. O parâmetro  $C_0$  foi fixado em todos os ensaios com o valor zero, porque a concentração inicial foi de fato zerada quimicamente, conforme as curvas de concentração em função do tempo demonstram. A equação inicial é:

$$C = C_s - (C_s - C_0)e^{-K_L a t}$$

com  $C_0 = 0$  em todos os ensaios, resulta:

$$C = C_s - (C_s)e^{-K_L a t} = C_s(1 - e^{-K_L a t}) \quad (3.1)$$

Como foi dito anteriormente, foi utilizado o programa MATHEMATICA 4 para fazer a regressão não-linear das curvas de concentração em função do tempo e determinar os valores dos parâmetros  $C_s$  e  $K_L a$ . O **Apêndice IV** apresenta os passos do programa MATHEMATICA 4, no que diz respeito à regressão não-linear.

#### 3.5.2 - Estimativa da Área Superficial Total das Bolhas

Para estimar a área superficial total das bolhas é preciso que se tenha em mãos os diâmetros equivalente das bolhas ascensionais. JUN & JAIN (1993) assumiram a área superficial total das bolhas como sendo:

$$A_b = \frac{Q_a}{V_a} \frac{S_m}{V_m} L \quad (3.2)$$

onde  $A_b$  é a área superficial total das bolhas;  $Q_a$  é a vazão de ar;  $V_a$  é a velocidade média das bolhas de ar;  $S_m$  é a área superficial média de bolhas de ar individuais;  $V_m$  é o volume médio de bolhas de ar individuais e,  $L$  é a distância entre a saída do ar no difusor e o nível de água na coluna.

A variável  $L$  é determinada através da geometria do sistema,  $Q_a$  é sabido através das condições experimentais. Os valores de  $S_m$  e  $V_m$  foram obtidos mediante a medição do tamanho das bolhas e,  $V_a$  foi determinado com o uso do aparelho Laser, através do programa VISIFLOW.

### 3.5.3 - Eficiência de Transferência de Oxigênio na Água

Também estudou-se a eficiência de transferência de oxigênio e comparou-se com os valores obtidos por INNOCENTINI, C.K.Z.(1996), cujo equipamento dispunha de um tanque de base quadrada de 0,60 m x 0,60 m e altura de 2,00 m. Além da geometria ser diferente daquela do presente trabalho, também o método de deaeração e o método de medida de valores da concentração de O.D. foram diferentes.

O que define a eficiência de transferência de massa de oxigênio na água é a relação:

$$\eta = (\text{massa de } O_2 \text{ transferido}) / (\text{massa de } O_2 \text{ fornecido à coluna})$$

Segundo INNOCENTINI (1996), quando se trata de aeração realizada por bolhas através de difusor poroso, a equação da eficiência de transferência de massa de oxigênio é:



$$\eta = \frac{(C_s - C_0) \cdot V_L}{Q \cdot X_{O_2} \cdot \rho_{ar} \cdot t_{aeração}} \quad (3.3)$$

onde:

$C_s$  = concentração de saturação do oxigênio na água, em  $mg/l$ ;

$C_0$  = concentração de oxigênio dissolvido no início da aeração, ou seja, concentração igual a zero em todos os ensaios aqui realizados;

$V_L$  = volume de água contida na coluna, em litros;

$Q$  = vazão de aeração, em  $l/min$ ;

$X_{O_2}$  = fração mássica de oxigênio no ar atmosférico, igual a 0.209;

$\rho_{ar}$  = massa específica do ar atmosférico, em  $kg/m^3$  ;

$t_{aeração}$  = é o tempo de aeração em cada ensaio, em minutos.

Vale lembrar que na determinação da eficiência de transferência em cada ensaio os valores foram ajustados para a mesma unidade.

Neste trabalho considerou-se  $\rho_{ar} = 1kg/m^3$  em todos os ensaios e, também, o tempo de aeração como sendo o tempo em que a concentração de O.D. leva para sair de  $C_0 = 0$  até alcançar o valor de saturação.

### 3.5.4 - Área Transversal das Bolhas

A determinação da área transversal das bolhas é fundamental para determinar a velocidade teórica de subida das bolhas. A velocidade ascensional teórica das bolhas é igual à vazão de aeração dividido pela área transversal das bolhas.

Segundo SCHULZ (1989), a área transversal das bolhas pode ser estimada de acordo com a seguinte equação:

$$A_{\text{Transv. Bolhas}} = A_{\text{Transv. Total}} \frac{V_{\text{Expandido}}}{V_{\text{Líquido}}} \quad (3.4)$$

onde:  $A_{\text{Transv. Bolhas}}$  é a área transversal das bolhas,  $[L^2]$ ;  $A_{\text{Transv. Total}}$  é a área transversal da coluna, constante em toda sua altura e igual a  $0,19\text{m} \times 0,19\text{m}$ ,  $[L^2]$ ;  $V_{\text{Expandido}}$  é o volume total das bolhas, igual a  $0,19\text{m} \times 0,19\text{m} \times h(\text{m})$ , tabelado na Tabela 4.1, onde  $h(\text{m})$  é a diferença do nível de água na coluna entre o difusor ligado e desligado,  $[L^3]$ ;  $V_{\text{Líquido}}$  é o volume líquido total na coluna com o difusor desligado,  $[L^3]$ .

## 4 - RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 4.1 - Curvas de aeração

Como já foi dito anteriormente, 40 ensaios foram realizados para determinar a transferência de oxigênio na coluna de água, variando a vazão de ar no difusor e a altura da água na coluna. A maioria dos ensaios foi realizada apenas uma vez. Somente os primeiros ensaios com vazão de 800 l/h tiveram que ser repetidos, porque se observou aderência de bolhas na superfície da membrana do eletrodo, o que produziu curvas de aeração não coerentes com o conjunto de dados já obtidos. A inclusão do anel de PVC em torno do difusor resolveu o problema e os resultados passaram a integrar-se bem ao conjunto de dados já coletado. Assim, a partir da vazão de 800 l/h todos os ensaios foram realizados com o anel de PVC envolvendo o difusor. Os parâmetros  $K_L a$  e  $C_s$  foram determinados através do ajuste das curvas de aeração realizados no programa MATHEMATICA 4. Os gráficos mostrados nos Anexos A,B,C,D e E apresentam os dados de concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo de aeração, na forma de curvas de aeração. Também se mostra o ajuste das curvas pelo método dos mínimos quadrados, com os seus respectivos valores de  $r^2$ . Em todos os testes houve boa correlação na regressão não-linear, pois o  $r^2$  se manteve sempre superior a 0,98. Houve a necessidade de apresentar os gráficos separadamente pois existe uma grande sobreposição entre os diferentes dados, o que prejudica a visualização dos ajustes no agrupamento das curvas.

Durante os ensaios de aeração, os fatores relevantes foram registrados, para permitir a reprodução dos testes, se necessário. Os valores registrados encontram-se na Tabela 4.1.

Com as análises de regressão das curvas de aeração foram obtidos os parâmetros  $C_s$  e  $K_L\alpha$ , apresentados na Tabela 4.2. Os resultados experimentais e as curvas de regressão apresentaram sempre boa sobreposição, com apenas pequenos desvios. A água contida na coluna era estacionária, tendo movimento gerado apenas pelas bolhas ascensionais. Como já mencionado, o ponto para medição de oxigênio dissolvido estava localizado a 2,0 cm acima da base da coluna, ao lado do difusor e, conseqüentemente, distante o suficiente do conjunto das bolhas ascensionais. Eventuais desvios, portanto, não estão vinculados à presença de bolhas. A Figura 4.1 apresenta as curvas de  $K_L\alpha$  (coeficiente volumétrico de transferência de massa global) em função da vazão de aeração, para os vários níveis de água utilizados.

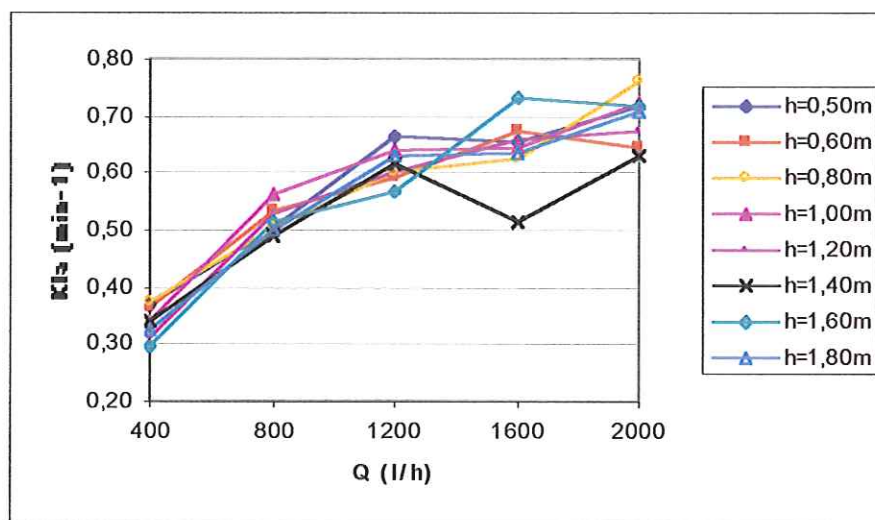


Figura 4.1 – Gráfico de  $K_L\alpha$  em função da vazão de aeração, para os vários níveis de água utilizados.



Tabela 4.1 - Dados obtidos no processo de deaeração e aeração.

Ensaio	Vazão de ar (l/h)	Nível de água na coluna(m)	Pressão de ar (mca)	Temperatura (Celsius)			Água (final do ensaio)	Volume total das bolhas (cm3)	Qtde de Na2SO3 (g)	Tempo c/C=0 após início da aeração(min)
				Ambiente	Água de abastecimento	Água (início do ensaio)				
1	400	0,50	2,88	23,5	22,4	27,0	28,1	351,0	7,6	9,48
2	400	0,60	2,93	23,8	22,5	25,9	25,5	541,5	9,1	9,70
3	400	0,80	2,98	25,5	23,0	27,1	26,5	649,8	12,1	8,89
4	400	1,00	3,28	24,5	23,8	26,4	24,8	722,0	15,2	8,26
5	400	1,20	3,39	26,0	23,2	26,8	26,7	902,5	18,2	9,62
6	400	1,40	3,49	24,3	23,5	26,0	25,7	974,7	21,2	8,00
7	400	1,60	4,10	22,5	22,0	24,2	23,9	1010,8	24,3	9,76
8	400	1,80	4,20	22,8	22,3	24,7	25,5	1083,0	27,3	8,29
9	800	0,50	3,18	25,8	25,7	26,8	28,1	433,2	7,6	4,69
10	800	0,60	3,28	25,8	25,7	26,7	28,1	541,5	9,1	5,42
11	800	0,80	3,59	26,0	26,0	28,4	27,9	830,3	12,1	4,72
12	800	1,00	3,79	26,0	26,0	28,1	27,8	1283,6	15,2	5,28
13	800	1,20	4,10	24,5	23,7	25,9	25,7	1299,6	18,2	5,68
14	800	1,40	4,30	24,6	23,8	25,8	25,7	1552,3	21,2	5,48
15	800	1,60	4,61	25,3	24,0	26,0	25,9	1696,7	24,3	4,24
16	800	1,80	4,81	25,2	24,0	25,9	25,7	1805,0	27,3	4,52
17	1200	0,50	3,79	26,1	25,3	28,7	27,9	685,9	7,6	3,68
18	1200	0,60	4,00	24,3	24,1	27,4	26,7	866,4	9,1	3,46
19	1200	0,80	4,20	24,7	24,9	27,5	27,0	1155,2	12,1	3,97
20	1200	1,00	4,41	26,5	25,0	28,1	27,7	1371,8	15,2	3,43
21	1200	1,20	4,61	27,8	26,2	28,6	28,3	1805,0	18,2	3,22
22	1200	1,40	4,81	25,8	25,5	27,5	27,2	2093,8	21,2	3,84
23	1200	1,60	5,02	26,8	24,8	28,0	27,6	2527,0	24,3	3,71
24	1200	1,80	5,22	28,7	26,5	29,2	28,9	3032,4	27,3	3,49
25	1600	0,50	4,41	23,1	22,0	26,2	25,0	613,7	7,6	2,91
26	1600	0,60	4,51	21,8	20,0	23,9	23,3	1010,8	9,1	3,11
27	1600	0,80	4,91	22,5	21,6	24,1	23,6	1335,7	12,1	2,95
28	1600	1,00	5,12	23,2	22,8	25,0	24,5	1788,9	16,2	3,03
29	1600	1,20	5,32	24,1	23,0	25,4	25,1	2274,3	18,2	2,93
30	1600	1,40	5,63	23,0	22,4	24,5	24,2	2490,9	21,2	2,92
31	1600	1,60	5,83	23,5	22,9	24,9	24,6	3140,7	24,3	3,37
32	1600	1,80	6,14	24,5	25,0	26,5	26,1	3485,6	27,3	3,42
33	2000	0,50	5,93	25,6	25,5	27,8	26,4	830,3	7,6	2,42
34	2000	0,60	6,04	24,5	22,3	26,7	25,3	1083,0	9,1	2,46
35	2000	0,80	6,14	23,5	21,9	25,1	24,3	1516,2	12,1	2,40
36	2000	1,00	6,24	22,3	21,5	24,3	23,6	1885,5	15,2	2,40
37	2000	1,20	6,34	23,5	22,0	25,8	25,0	2346,5	18,2	2,36
38	2000	1,40	6,65	22,5	21,9	24,2	23,6	3068,5	21,2	2,69
39	2000	1,60	7,36	22,5	22,4	24,8	24,0	3790,5	24,3	2,61
40	2000	1,80	7,67	23,0	22,4	24,4	23,9	3971,0	27,3	2,68

Tabela 4.2 – Valores de  $C_s$  (experimentais e calculados) e de  $K_L a$ .

Q (l/h)	h (m)	$C_s$ (mg/l) experimental	$C_s$ (mg/l) calculado	Desvio (%)*	$K_L a$ (min <sup>-1</sup> )
400	0,5	6,08	6,22	-2,28	0,368227
400	0,6	6,66	6,70	-0,67	0,366518
400	0,8	6,64	6,67	-0,43	0,375885
400	1,0	7,46	7,54	-1,07	0,338019
400	1,2	7,08	7,25	-2,38	0,312265
400	1,4	6,87	6,91	-0,64	0,340708
400	1,6	7,12	7,15	-0,39	0,298215
400	1,8	7,02	7,06	-0,56	0,323911
800	0,5	6,05	6,04	0,15	0,505792
800	0,6	6,25	6,33	-1,24	0,534905
800	0,8	6,29	6,33	-0,66	0,505192
800	1,0	7,33	7,43	-1,29	0,565047
800	1,2	7,05	7,18	-1,80	0,527626
800	1,4	7,80	7,97	-2,16	0,490878
800	1,6	7,94	8,06	-1,44	0,515212
800	1,8	8,57	8,71	-1,62	0,501931
1200	0,5	5,83	5,83	-0,06	0,665117
1200	0,6	6,40	6,44	-0,57	0,591024
1200	0,8	6,43	6,41	0,33	0,602308
1200	1,0	6,40	6,31	1,46	0,641615
1200	1,2	6,55	6,49	0,89	0,599964
1200	1,4	6,66	6,47	2,87	0,615044
1200	1,6	6,77	6,66	1,63	0,569462
1200	1,8	6,57	6,41	2,50	0,631864
1600	0,5	6,72	6,61	1,71	0,654254
1600	0,6	6,66	6,66	-0,07	0,673440
1600	0,8	7,08	7,02	0,81	0,627300
1600	1,0	7,16	6,91	3,61	0,647040
1600	1,2	6,97	6,88	1,37	0,661467
1600	1,4	6,66	6,54	1,84	0,515822
1600	1,6	6,75	6,63	1,81	0,731691
1600	1,8	6,62	6,47	2,26	0,634070
2000	0,5	6,63	6,55	1,19	0,719668
2000	0,6	6,84	6,74	1,46	0,646527
2000	0,8	7,21	7,14	1,05	0,763057
2000	1,0	7,20	7,14	0,89	0,723374
2000	1,2	7,17	7,06	1,61	0,676096
2000	1,4	7,37	7,20	2,32	0,628742
2000	1,6	7,44	7,34	1,42	0,718373
2000	1,8	7,63	7,51	1,58	0,710306

$$(*) = (C_s \text{ exp} - C_s \text{ cal}) / C_s \text{ cal} (100\%)$$

Os valores de  $K_L a$  apresentados na Figura 4.1 foram determinados em ensaios com temperaturas diferentes (embora sem grandes diferenças). Seguindo a recomendação da ASCE (1984), pode-se efetuar uma correção visando a normalização para 20°C (equação 2.89).

A Tabela 4.3 fornece os valores corrigidos da temperatura de água para 20 °C. A Figura 4.2 apresenta as curvas de  $K_L a(20)$  em função das 5 vazões de ar estudadas e dos níveis de água na coluna. Observa-se que todas as curvas são crescentes com a vazão de ar, para um mesmo nível de água. Para o nível de água de 1,40m, o valor do coeficiente de transferência de massa para vazão de 1.600 l/h fugiu do crescimento normal da curva. Uma das possíveis causas pode ser alguma contaminação da água neste experimento.

As Figuras 4.1 e 4.2 mostram um comportamento bem definido para todas as situações de profundidade da água na coluna. Os valores dos coeficientes de transferência de massa global  $K_L a$  e  $K_L a(20)$  evoluem em uma mesma nuvem de pontos, independente da profundidade da água (para a faixa de profundidades estudada). Esta independência pode implicar em simplificações para formulações empíricas que buscam calcular o coeficiente de transferência de massa.

As Figuras 4.3 e 4.4 mostram os mesmos dados lançados em gráfico em escala logarítmica. Esta apresentação evidencia que pode ser apresentada uma aproximação tipo "lei de potência" entre os coeficientes de transferência de massa e as vazões, com expoente próximo ao valor 1/2. Para colunas com as características ensaiadas, a aproximação empírica apresentada pode auxiliar nas quantificações de troca de oxigênio. No presente trabalho, contudo, buscou-se medir grandezas como





velocidade média e diâmetro, procurando verificar a coerência entre os dados obtidos e os modelos de transferência de massa existentes.

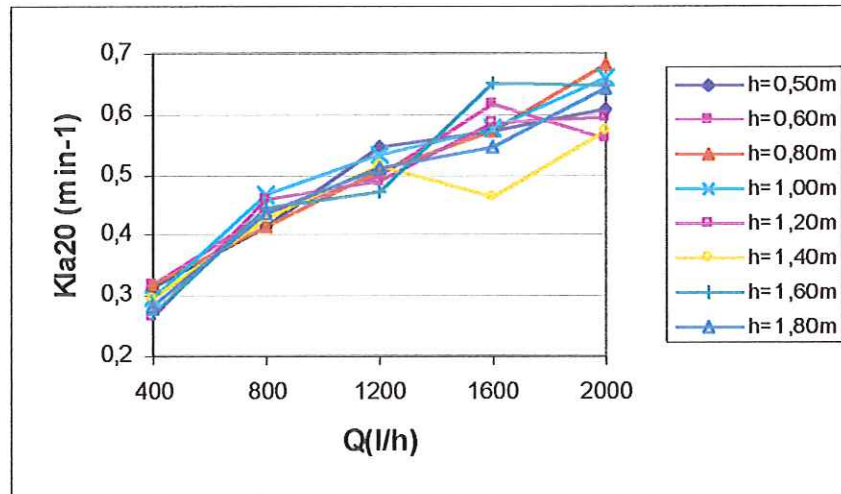


Figura 4.2 – Gráfico de  $K_L a(20)$  em função das 5 vazões de ar estudadas na aeração utilizando diversos níveis de água na coluna.

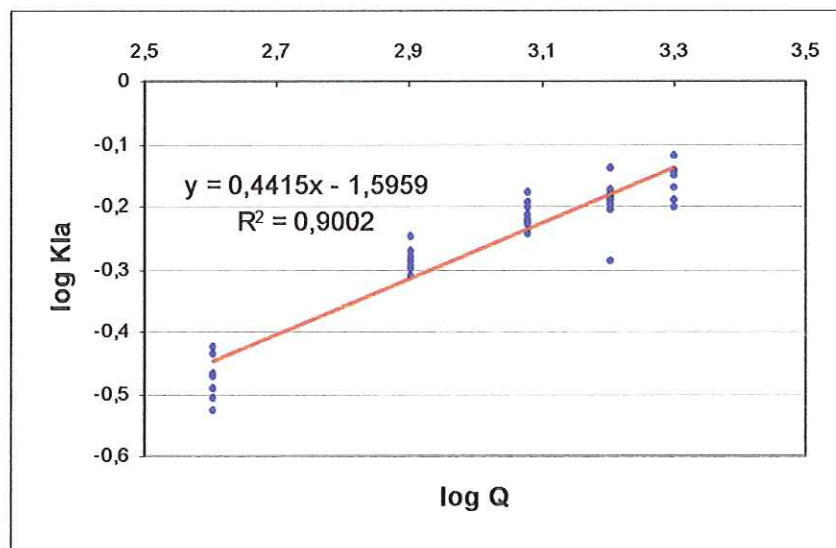


Figura 4.3 - Gráfico logarítmico para os mesmos dados da figura 4.1. Na equação,  $y$  é o logaritmo do coeficiente de transferência de massa e  $x$  é o logaritmo da vazão.



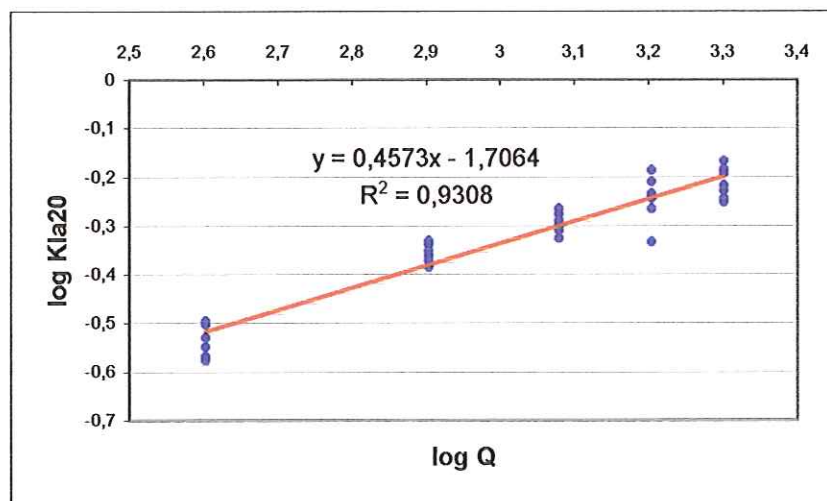


Figura 4.4: Gráfico logarítmico para os mesmos dados da figura 4.2. Na equação  $y$  é o logaritmo do coeficiente de transferência de massa corrigido e  $x$  é o logaritmo da vazão.

Observa-se que o  $R^2$  do gráfico corrigido é maior do que o  $R^2$  do gráfico não corrigido.

Tabela 4.3 – Valores de  $K_L\alpha$  para a temperatura da água na aeração e  $K_L\alpha(20)$  corrigido a um fator de correção  $\theta = 1.024$ , de acordo com a ASCE (1984).

Q (l/h)	h (m)	$K_L\alpha(\text{min}^{-1})$	T (° C)	$K_L\alpha(20)(\text{min}^{-1})$
400	0,5	0,368227	26,55	0,315247
400	0,6	0,366518	25,7	0,3201736
400	0,8	0,375885	26,8	0,3199008
400	1,0	0,338019	25,6	0,2959793
400	1,2	0,312265	26,8	0,2657563
400	1,4	0,340708	25,85	0,2965703
400	1,6	0,298215	24,05	0,2709035
400	1,8	0,323911	25,6	0,2836259
800	0,5	0,505792	28,45	0,4139399
800	0,6	0,534905	28,4	0,4382854
800	0,8	0,505192	28,15	0,4164011
800	1,0	0,565047	27,85	0,4690616
800	1,2	0,527626	25,8	0,4598185
800	1,4	0,490878	25,8	0,4277931
800	1,6	0,515212	25,95	0,4474054
800	1,8	0,501931	25,8	0,4374257
1200	0,5	0,665117	28,3	0,5462713
1200	0,6	0,591024	27,05	0,5000235
1200	0,8	0,602308	27,25	0,5071588
1200	1,0	0,641615	27,9	0,5319917
1200	1,2	0,599964	28,45	0,4910103
1200	1,4	0,615044	27,35	0,516656
1200	1,6	0,569462	27,8	0,4732876
1200	1,8	0,631864	29,05	0,5098108
1600	0,5	0,654254	25,6	0,5728839
1600	0,6	0,673440	23,6	0,6183282
1600	0,8	0,627300	23,85	0,5725593
1600	1,0	0,647040	24,75	0,5781045
1600	1,2	0,661467	25,25	0,5840277
1600	1,4	0,515822	24,35	0,4652593
1600	1,6	0,731691	24,75	0,6537368
1600	1,8	0,634070	26,3	0,5460689
2000	0,5	0,719668	27,1	0,6081385
2000	0,6	0,646527	26	0,5607728
2000	0,8	0,763057	24,7	0,68257
2000	1,0	0,723374	23,95	0,6586854
2000	1,2	0,676096	25,4	0,5948242
2000	1,4	0,628742	23,9	0,5731953
2000	1,6	0,718373	24,4	0,6471876
2000	1,8	0,710306	24,15	0,6437254

Uma aproximação na forma de evolução exponencial também foi feita, apresentada nos gráficos das Figuras 4.5a e 4.5b . Verifica-se, nas Figuras 4.5a e 4.5b a equação de melhor ajuste. Nas Figuras 4.6a e 4.6b aparecem os gráficos de valores previstos contra valores medidos. Observa-se um bom ajuste dos dados.

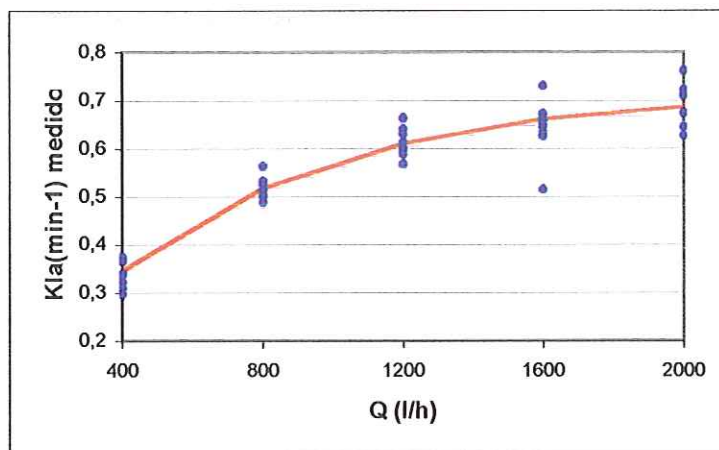


Figura 4.5a – Dados da figura 4.1, incluindo uma curva de ajuste exponencial,

$$Kl\alpha = 0.72 - 0.69e^{-0.00154Q}$$

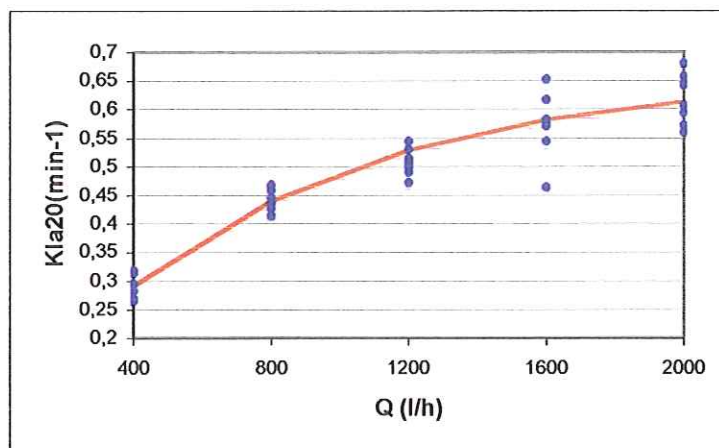


Figura 4.5b – Dados da figura 4.2, incluindo uma curva de ajuste exponencial,

$$Kl\alpha = 0.66 - 0.62e^{-0.0013Q}$$

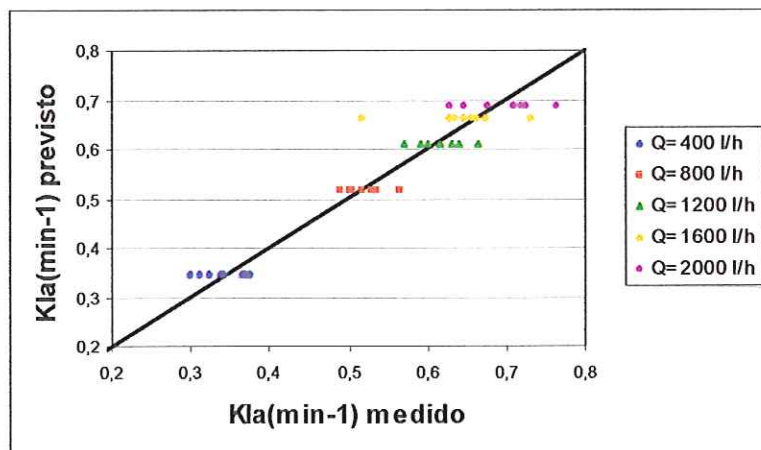


Figura 4.6a - Valores previstos contra valores medidos do coeficiente volumétrico de transferência de massa ar-líquido global, sem correção da temperatura.

Os valores de  $Kla$  previstos da Figura 4.6a foram extraídos da equação resultante da Figura 4.5 a. De acordo com a Figura 4.6a, 57,5% dos pontos estão dentro de uma faixa de erro de  $\pm 5\%$ .

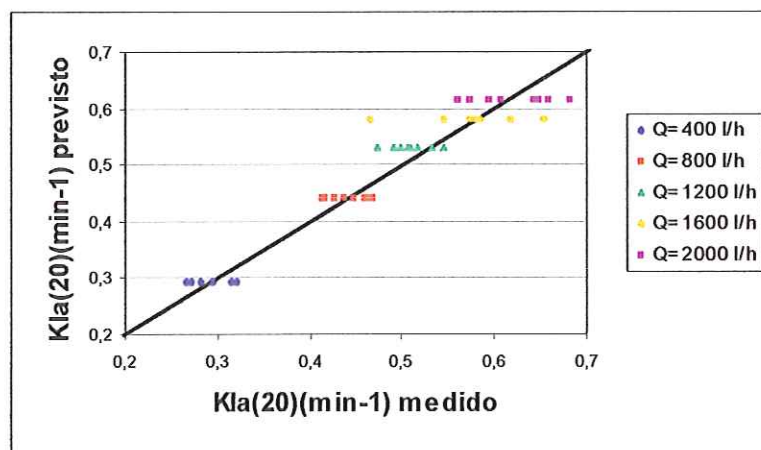


Figura 4.6b - Valores previstos contra valores medidos do coeficiente volumétrico de transferência de massa ar-líquido global, com correção da temperatura.

Os valores de  $Kla$  previstos da Figura 4.6b foram extraídos da equação resultante da Figura 4.5 b. De acordo com a Figura 4.6b, 50% dos pontos estão dentro de uma faixa de erro de  $\pm 5\%$ .



Os valores de temperatura da água nos ensaios de aeração estão arrolados na Tabela 4.3. As temperaturas apresentadas são as médias aritméticas do valor da temperatura do início e do final de cada ensaio.

Procurando estudar a influência da altura da coluna de água na pressão com que o ar entra no difusor, a Figura 4.7 mostra que para uma mesma vazão de ar, há um acréscimo na pressão de ar conforme aumenta a altura da coluna de água. Para uma altura de água fixa, a pressão de ar no difusor aumenta com o aumento da vazão de ar no difusor de forma não linear. Esses são resultados esperados. Mas ressalta-se aqui a boa qualidade dos dados, como pode ser visto na Figura 4.7.

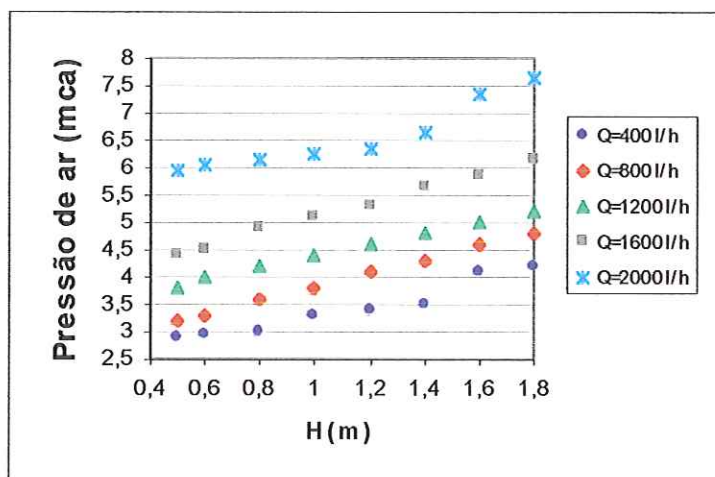


Figura 4.7 – Pressão de ar no difusor em função do nível de água na coluna em metros para várias vazões diferentes.

A Figura 4.8 mostra que para um mesmo nível de água na coluna, o volume total das bolhas cresce com o aumento da vazão de ar no difusor. O valor do volume de bolhas é obtido através da diferença entre o nível de água na coluna com o difusor desligado e com o difusor ligado.

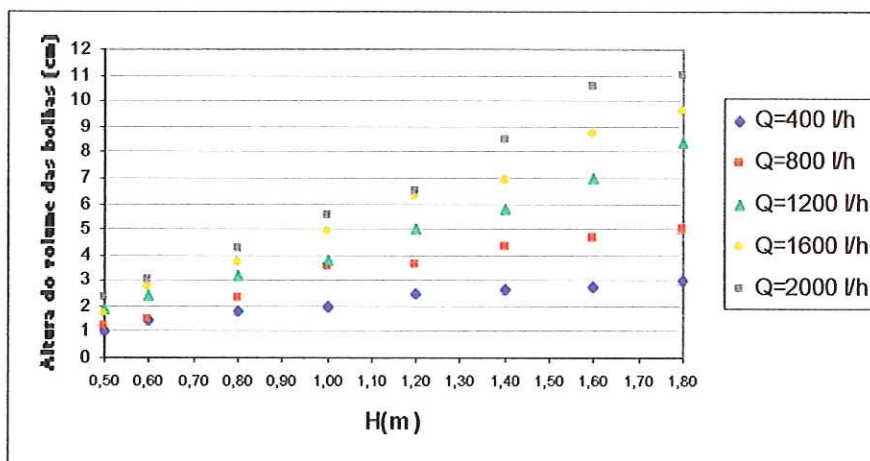


Figura 4.8 – Diferença de nível de água em função do nível de água inicial na coluna para as 5 vazões.

Já foi mencionado o uso do processo químico com sulfito de sódio anidro para a deaeração da água na coluna antes de cada ensaio. Há dificuldades experimentais evidentes para fixar com exatidão uma quantidade do produto para zerar a concentração de O.D (há incertezas na avaliação do oxigênio dissolvido presente na água, precisão da balança utilizada, etc.). Assim, o procedimento mais adequado é adicionar à água uma quantidade constante e em excesso de sulfito de sódio, ou seja, a deaeração ocorre até atingir o valor zero, mantendo um resíduo presente na água que elimina todo oxigênio que entra na mesma. Impõe-se a vazão de ar de trabalho no difusor e observa-se concentração nula de oxigênio até que o sulfito esteja consumido. A Figura 4.9 mostra o tempo em que a concentração de oxigênio dissolvido se manteve igual a zero após o início do processo de borbulhamento (imposição de vazão de ar no difusor) em função do nível de água na coluna. Como era esperado, verifica-se que ocorre uma diminuição no tempo em que a concentração de oxigênio dissolvido iguala-se a zero com o aumento da vazão de ar no difusor (uma quantidade de ar maior, com maiores velocidades de ascensão e maior número de bolhas aumenta a troca de massa). Não se observa, contudo,

influência clara da profundidade da coluna de água. Esta aparente independência pode ser decorrente de uma mistura bem realizada no movimento ascensional das bolhas, de forma que, mantida a vazão, em qualquer posição na coluna será registrada a mesma concentração de oxigênio dissolvido, ou de uma eventual melhora na transferência de massa que uma coluna mais alta poderia produzir. Contudo, o presente estudo não buscou quantificar distribuições espaciais da concentração.

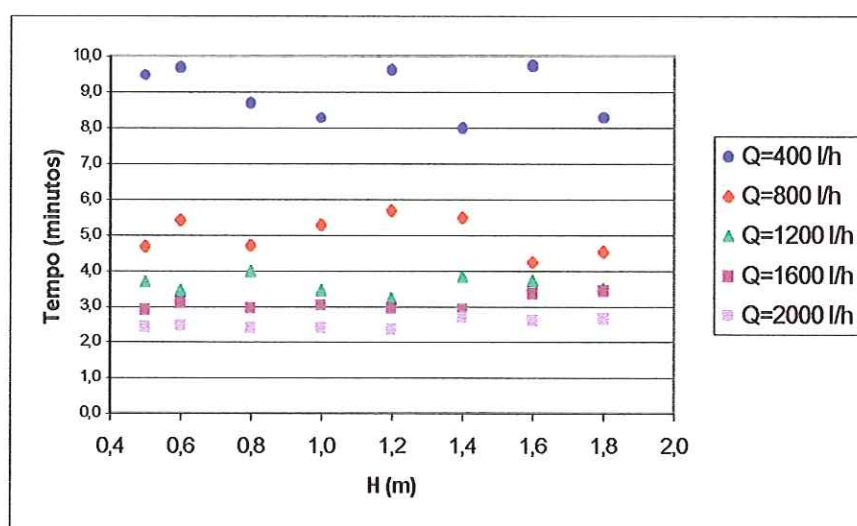


Figura 4.9 – Tempo em que a concentração de O.D. se manteve igual a zero após o início da aeração em função do nível de água na coluna em metros, utilizando-se várias vazões de ar no difusor.

Considerando o tempo inicial de concentração nula independente da profundidade da água na coluna, pode-se utilizar os valores médios deste tempo (obtidos da Tabela 4.1) e lançá-los em gráfico com a vazão de ar veiculada. As Figuras 4.10 e 4.11 mostram os gráficos obtidos e a excelente correlação do tempo inicial médio com a vazão segundo uma lei de potência.

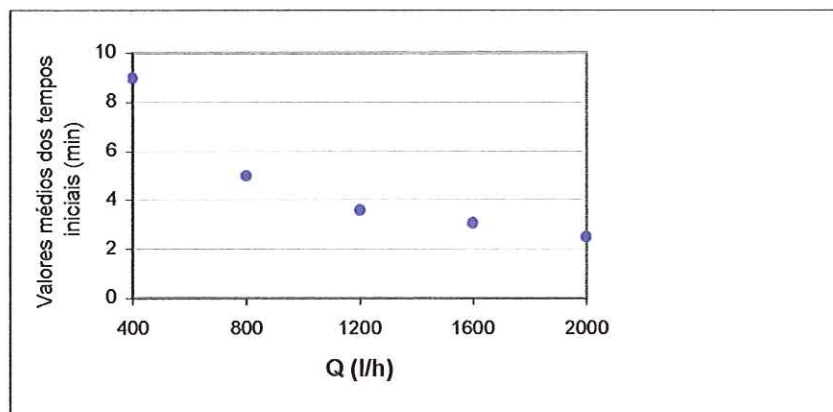


Figura 4.10- Gráfico em escala linear. O eixo vertical apresenta os valores médios dos tempos iniciais e o eixo horizontal os valores de vazão de ar.

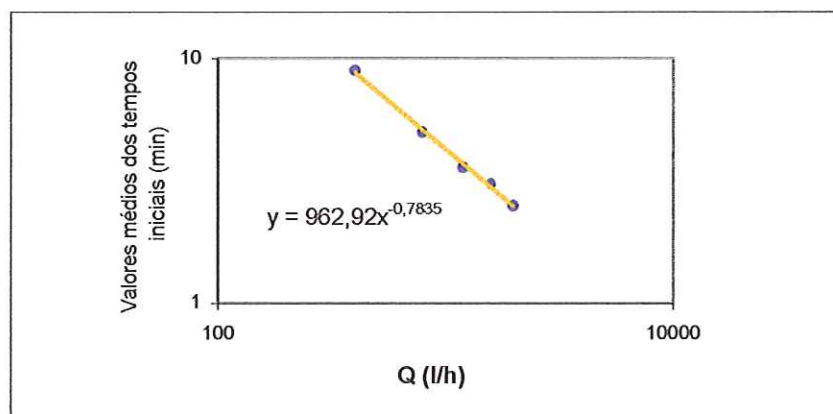


Figura 4.11 - Gráfico em escala logarítmica. O eixo vertical (y) apresenta os valores médios dos tempos iniciais e o eixo horizontal (x) os valores de vazão de ar. Os pontos são os pontos medidos e a linha cheia é a curva de regressão indicada.

Não se espera que a equação mostrada na Figura 4.11 valha de forma geral. Ela se restringe ao presente conjunto de experimentos. O tempo inicial de concentração nula depende, por exemplo, da quantidade de sulfito de sódio por litro de água utilizada na deaeração. Contudo, o fato de haver alta correlação entre este tempo e a vazão de ar veiculada mostra que previsões para a execução de experimentos podem ser feitas, a partir de um conjunto de dados preliminares confiáveis.



#### 4.2 - Diâmetro equivalente

Como mencionado no item 3.3.2, fotografias digitais foram analisadas para obter o diâmetro equivalente das bolhas de ar para cada vazão. Após analisadas todas as fotografias, computados os valores dos diâmetros observados e calculado o diâmetro equivalente das bolhas sem geometria esférica, obtiveram-se valores médios para os diâmetros equivalentes das bolhas em função da vazão de aeração, mantendo-se o nível de água dentro da coluna em 1.80m. A posição onde foram feitas as imagens manteve-se igualmente constante, a 0.80m acima da base interna da coluna. A Figura 4.12 apresenta os resultados obtidos de forma gráfica, e a Tabela 4.4 apresenta os valores obtidos para cada vazão.

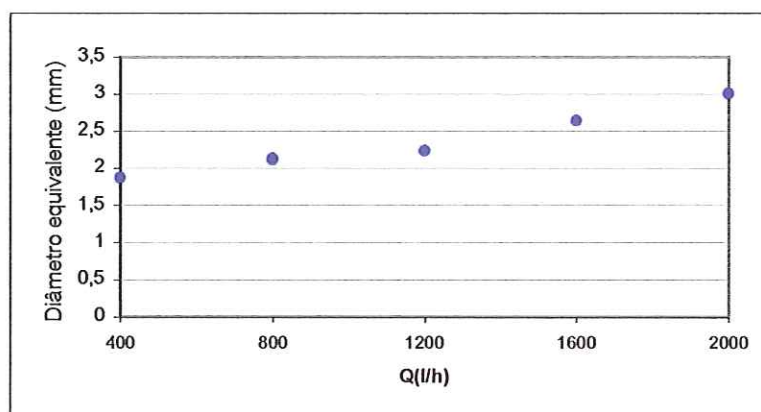


Figura 4.12 – Diâmetro equivalente médio das bolhas em função da vazão de aeração, mantendo o nível de água dentro da coluna em 1,80m.

Tabela 4.4 – Valores obtidos de diâmetro equivalente para cada vazão.

Q (l/h)	Diâmetro equivalente
	(mm)
400	1,88
800	2,14
1200	2,24
1600	2,65
2000	3,01

Como era esperado, quanto maior a vazão de aeração, maior é o diâmetro equivalente médio das bolhas. Vale mencionar que, apesar da metodologia algo rudimentar para a obtenção dos diâmetros (que exige um grande número de medidas), o resultado obtido é bom, conforme mostra a Figura 4.12. Os valores médios apresentam pouco espalhamento em torno de uma tendência de crescimento que aparenta ser linear. Note-se que não foram feitos experimentos para as diferentes profundidades na coluna líquida. Isto se deve ao grande número de dados (fotografias) a serem coletadas e analisadas, uma tarefa morosa para a metodologia empregada. Surgiram duas dificuldades marcantes na determinação dos diâmetros equivalentes das bolhas. A primeira dificuldade foi em conseguir visualizar bolhas nítidas, principalmente nas baixas vazões. Esta dificuldade pode estar vinculada ao fato de que para as baixas vazões existe menos escoamento de água em contracorrente ao movimento das bolhas, fazendo com que elas subam livremente pela coluna. Devido ao elevado tempo de exposição das fotos, as imagens das bolhas ficam “escorridas”. Ao contrário, para as altas vazões, devido à existência de contracorrente mais intensa, muitas bolhas isoladas perdem sua velocidade de subida e são jogadas para as extremidades da coluna, podendo ser capturadas pela câmera neste momento. Houve a necessidade de colocar régua graduada em uma das superfícies da coluna para obter o tamanho das bolhas.

A segunda dificuldade foi verificada quando se trabalhou sobre as imagens obtidas. A operação de traçar as linhas horizontais e verticais em torno de cada bolha, de forma a avaliar seu diâmetro, foi muito morosa. Além disso, há a incerteza natural deste procedimento.

As conclusões anteriores acerca da independência do valor de  $Kla$  e do tempo inicial de concentração nula para com a profundidade da coluna de água conduziram à simplificação aqui adotada de não considerar a influência da altura da coluna no diâmetro equivalente das bolhas. A literatura não permite chegar à mesma conclusão e recomenda-se estudar esta questão em trabalhos futuros. Certamente a altura da coluna afeta o diâmetro das bolhas, pois afeta a pressão. Se a altura for dobrada, por exemplo, a pressão aproximadamente dobra, e o volume de uma bolha cai aproximadamente pela metade. A relação linear pressão-altura pode ser verificada na Figura 4.7.

As Figuras 4.13a a 4.13e mostram gráficos da frequência de diâmetros das bolhas visualizadas para 5 vazões diferentes. Como já foi mencionado, as imagens foram obtidas na altura de 0.80m acima da base interna da coluna e nível de água fixado em 1.80m.

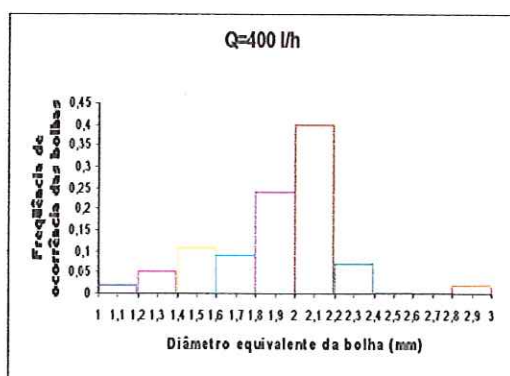


Figura 4.13a

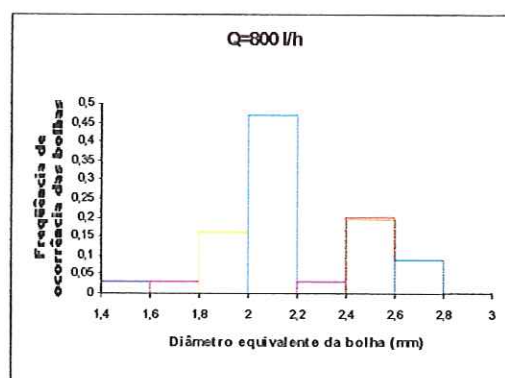


Figura 4.13b

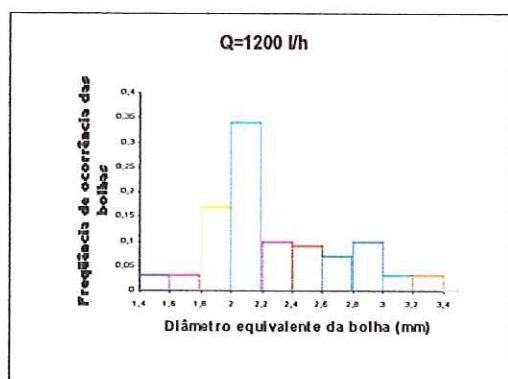


Figura 4.13c

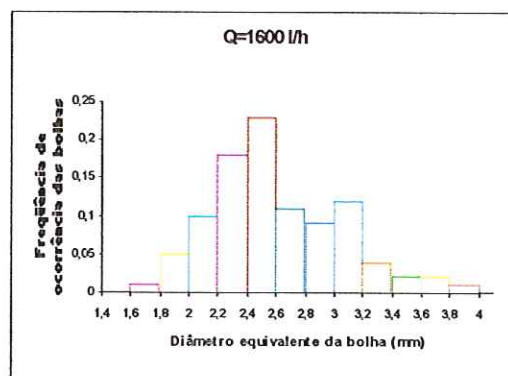


Figura 4.13d

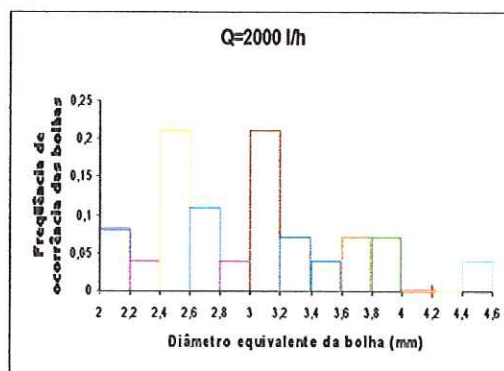


Figura 4.13e

Nas Figuras 4.13a a 4.13e, os valores médios obtidos nessas observações compõem a Figura 4.12.

### 4.3 - Eficiência da transferência de massa de oxigênio para a água

A eficiência de transferência de massa permite indicar a melhor situação "geométrica" no processo de transferência para as diferentes configurações ensaiadas. As grandes variações de vazão e do nível de água na coluna permitiram obter uma boa imagem final da evolução dessa eficiência. Para a sua quantificação utilizou-se a equação (3.3).

A Figura 4.14 resume os dados deste trabalho. Visualiza-se uma mesma tendência geral em todas as curvas, onde a eficiência decresce com o aumento da



vazão. Para uma mesma vazão, observa-se que o valor da eficiência aumenta com o aumento do nível de água dentro da coluna.

Abandonando a visão geral e atentando aos detalhes das curvas, observa-se a existência de duas regiões:

A primeira região corresponde às profundidades de 0,50m a 1,00m, cujos dados se localizam na parte inferior da figura. Essas curvas apresentam tendência decrescente sem haver algum ponto de inflexão próximo à vazão de 400 l/h.

A segunda região corresponde às profundidades de 1,20m a 1,80m, cujos dados se localizam na parte superior da figura.

As duas regiões ficam bem demarcadas pela existência de sobreposição das curvas correspondentes às profundidades de 1,00m e 1,20m, cada qual com sua tendência, porém ocupando o mesmo espaço da figura.

Observa-se que a maior eficiência de transferência foi obtida para vazão de aeração de 800 l/h, com o nível de água na coluna de 1,80m. É possível inferir que há um ponto de máximo para alguma vazão entre 600 l/h e 800 l/h, para esta mesma profundidade. O mesmo comportamento é observado para a profundidade de 1,60m. Para as demais profundidades não se observa a existência de um ponto de máximo entre os extremos de vazão estudados neste trabalho.

A existência de um ponto de máximo sugere que mais experimentos sejam conduzidos, buscando aumentar ainda mais a eficiência.

Foi feita uma comparação da eficiência de transferência entre os dados obtidos neste trabalho e dados obtidos por INNOCENTINI(1996). Comparando as Figuras 4.14 e 4.15, pode-se observar que a partir da vazão de 1200 l/h há coerência entre os comportamentos dos dois conjuntos de dados, tanto com relação à tendência

de decréscimo como quanto ao valor da eficiência obtido (a comparação pode ser feita para as curvas obtidas para as mesmas profundidades de água). Para vazões menores que 1200 l/h, INNOCENTINI (1996) observou máximos em todos os seus ensaios, na faixa de vazões estudadas. Como já foi mencionado, este não é o caso do presente estudo. O conjunto de curvas da Figura 4.14 impressiona pelo seu comportamento mais ou menos harmonioso. Os dados coletados não apresentaram grandes desvios das tendências esperadas em qualquer das análises feitas neste trabalho. Assim, a evolução da Figura 4.14 parece representar bem a eficiência do equipamento aqui estudado. As diferenças entre os dois conjuntos de dados podem repousar nas diferenças geométricas dos dois equipamentos. Assim, enquanto neste trabalho a seção transversal da coluna é de 0,19m x 0,19m, nos estudos de INNOCENTINI (1996) esta foi de 0,60m x 0,60m. Conseqüentemente, para um mesmo nível de água, os experimentos de INNOCENTINI (1996) contavam com 10 vezes mais volume de água do que no presente trabalho. Com isso, para uma mesma vazão de ar há mais água a ser suprida de oxigênio. Isto pode ter acarretado os menores valores de eficiência obtidos por INNOCENTINI (1996) para as vazões menores que 1200 l/h. O tipo de difusor de ar utilizado foi diferente nos 2 trabalhos, o que pode ser o fator predominante para as diferenças comportamentais (picos). Embora INNOCENTINI (1996) tenha determinado a concentração de O.D. através do método de Winkler e neste trabalho tenha sido usado o medidor de membrana permeável WTW-323, não se acredita que apenas o método de quantificação do O.D. conduziria a respostas díspares, uma vez que ambos os métodos são confiáveis. Um fator limitante na quantificação do coeficiente de transferência de massa pode ser a concentração inicial de oxigênio, que nos trabalhos de INNOCENTINI (1996) foi de

aproximadamente 4,0 mg/l. Com valores altos como este, perde-se grande parte da curva de aeração que tem os maiores gradientes de concentração no tempo, podendo-se ajustar coeficientes de transferência de massa que carregam consigo um erro sistemático.

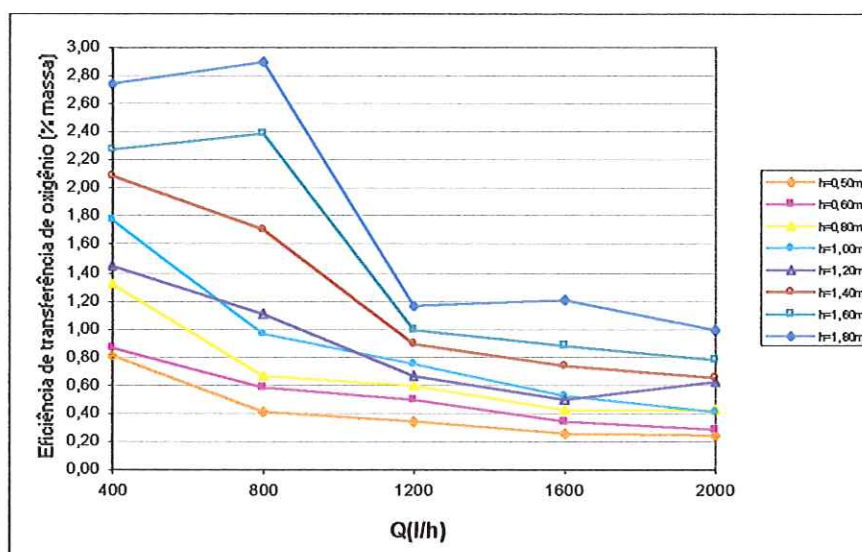


Figura 4.14 – Eficiência de transferência de oxigênio (% massa) em função da vazão de aeração (l/h), utilizando vários níveis de água na coluna.

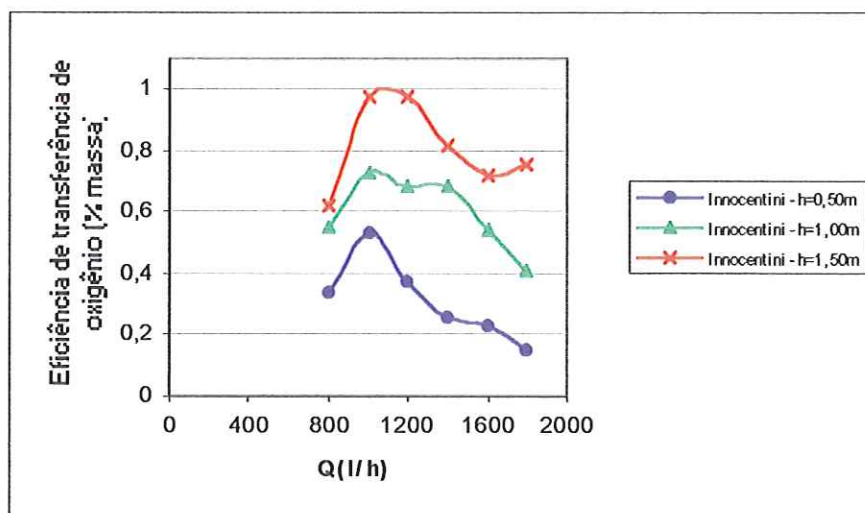


Figura 4.15 - Eficiência de transferência de oxigênio (% massa) em função da vazão de aeração (l/h), utilizando 3 níveis de água na coluna. INNOCENTINI (1996).



#### 4.4 - Campo de Velocidade ascensional das bolhas

Como visto no ítem 3.3.3, os campos de velocidades ascensionais das bolhas foram determinados com o uso do Laser e do programa VISIFLOW.

Com as imagens determinou-se, através do programa Visiflow, o campo de velocidade ascensional das bolhas, conforme demonstrado no Anexo F.

Nesses campos instantâneos observam-se componentes laterais de velocidade (transversais). Efetuou-se a média dos campos de velocidade sobre as 30 imagens (ou, o que é o mesmo, sobre um segundo). Isto não representa a média real do escoamento, devido ao pouco tempo de aquisição das imagens. Contudo, permite observar que as flutuações transversais são bem amenizadas e que o campo principal (médio) tende a ser vertical. Optou-se então, para uma mesma vazão, obter várias seqüências de aquisição de imagens, buscando aproximar-se o máximo possível do escoamento médio real, conforme é demonstrado na Tabela 3.1.

Concluída a obtenção dos campos de vetores de velocidade, foi determinado o campo médio para as 40 imagens de cada vazão, totalizando 5 campos médios de velocidade, de acordo com as Figuras 4.16 a 4.20.

Como mencionado, os vetores resultantes dos campos médios de velocidade devem ser verticais. As Figuras 4.16 a 4.20 mostram que nem todos os vetores são verticais e, portanto, mais campos deveriam ser computados. A literatura da área apresenta o valor de 400 campos para se obter a convergência da média. Contudo, para obter o valor médio da velocidade de ascensão das bolhas, a ser usado para calcular a área interfacial total de troca através da equação (3.2) e o coeficiente de transferência de massa teórico através da equação (2.81), basta utilizar a componente  $y$  (vertical) dos vetores. Em cada campo médio de velocidade foi



extraído o valor da componente  $y$  de cada vetor e exportado para o Excel. Com isso, achou-se o valor da velocidade média ascensional.

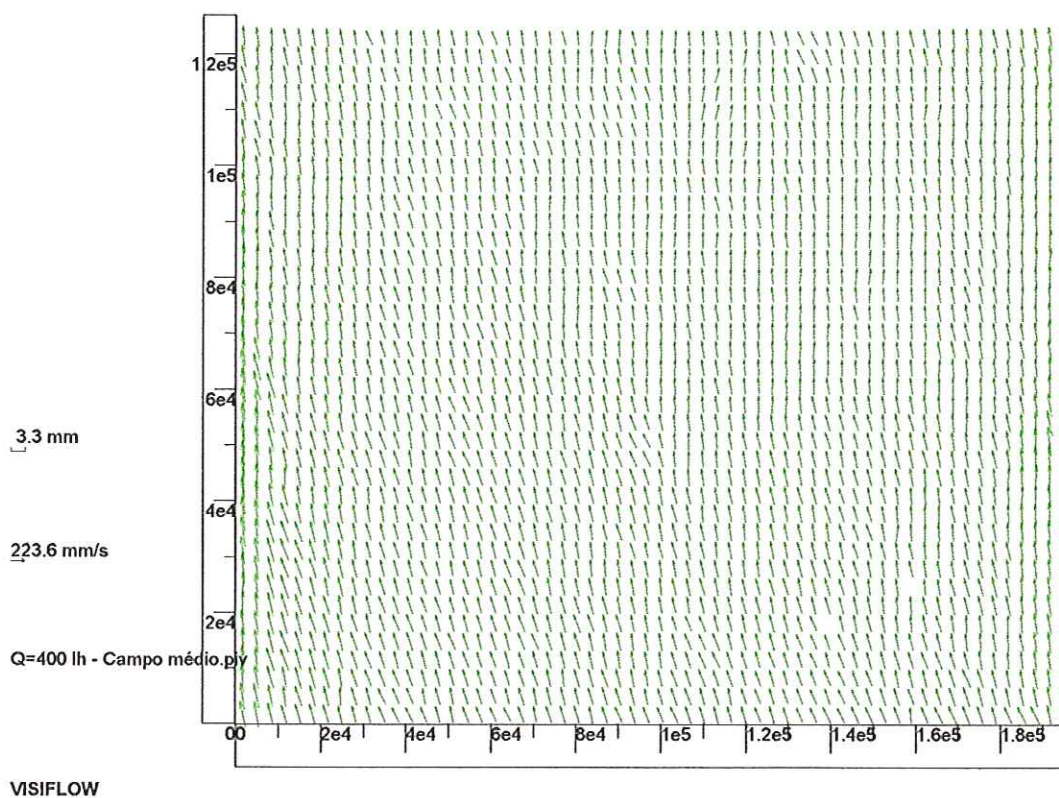


Figura 4.16 – Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 400 l/h, em uma região de 19cm x 12 cm localizada à 80cm acima da face interna da base, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.

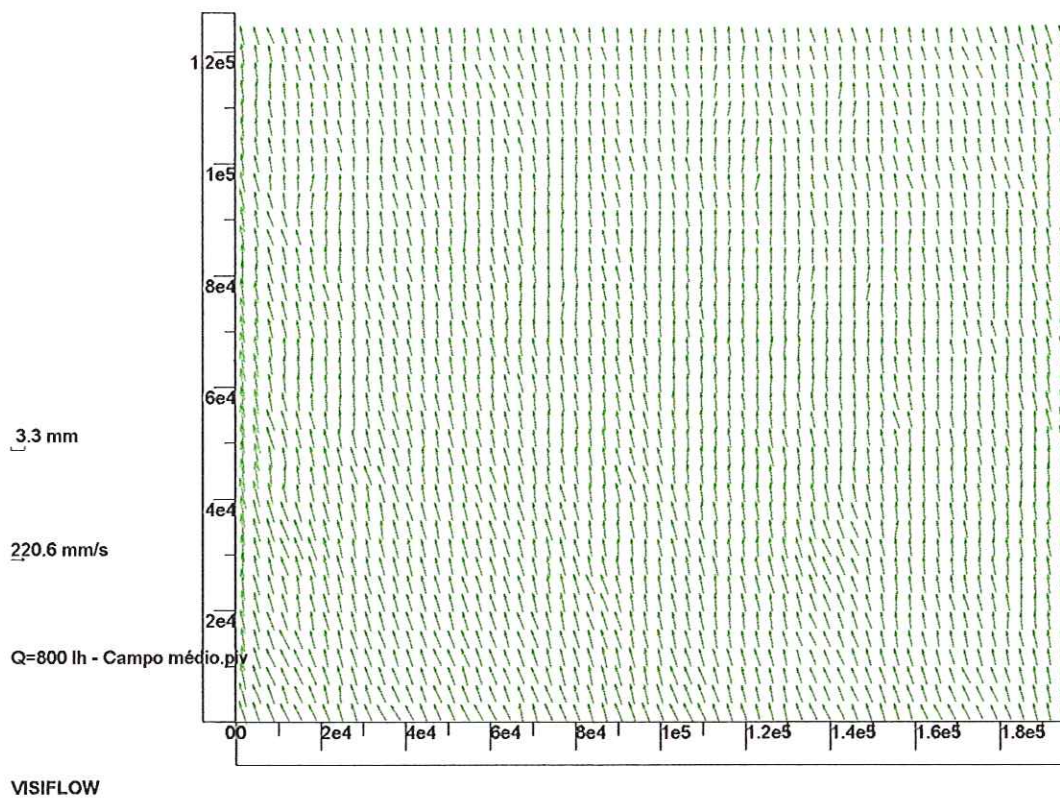


Figura 4.17 – Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 800 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da coluna, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.

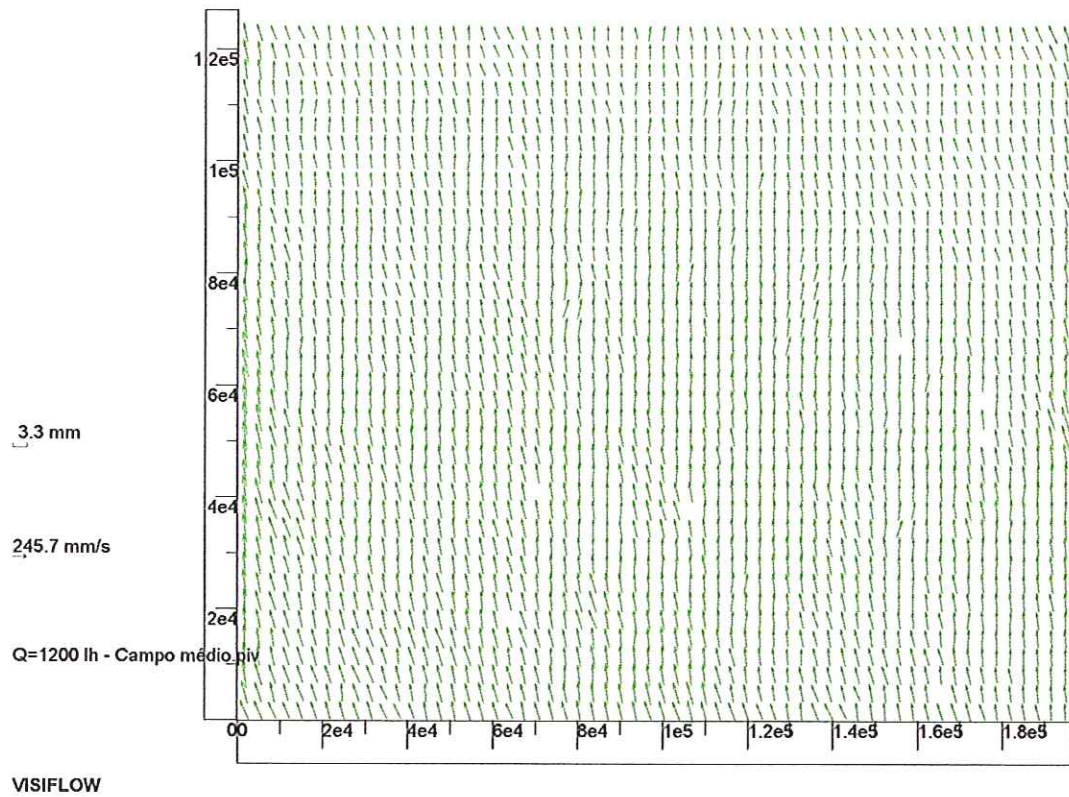


Figura 4.18 – Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 1200 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da coluna, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.



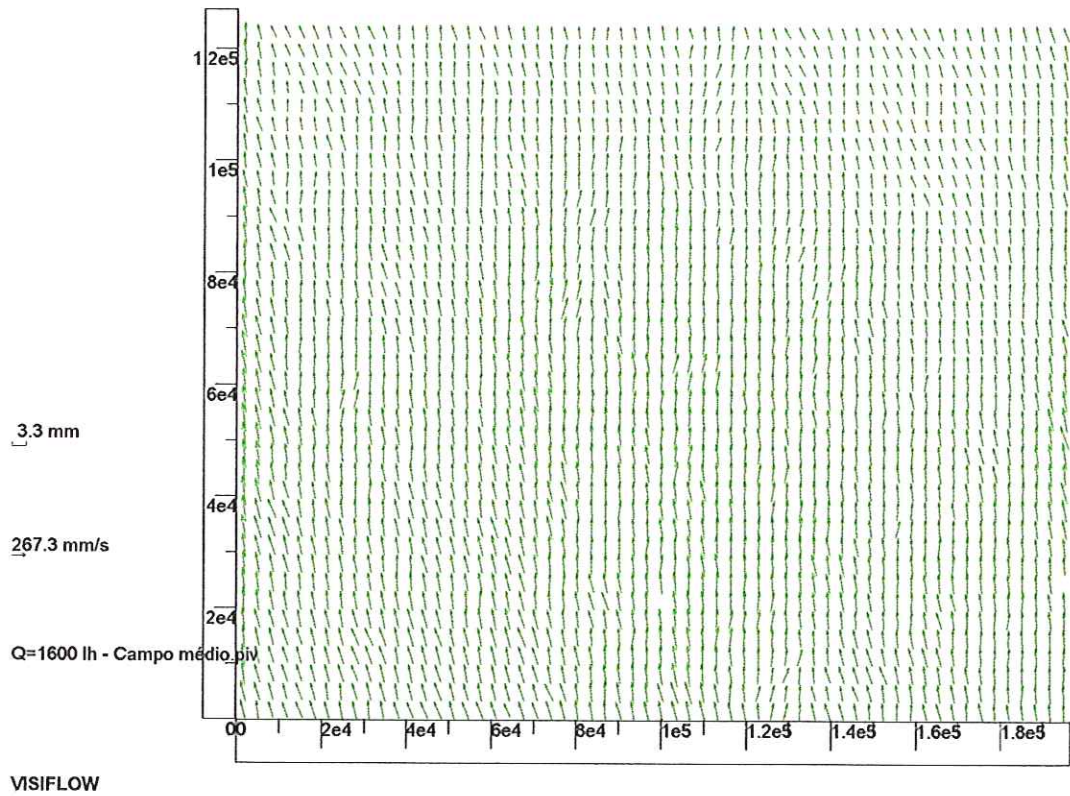


Figura 4.19 - Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 1600 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da coluna, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.



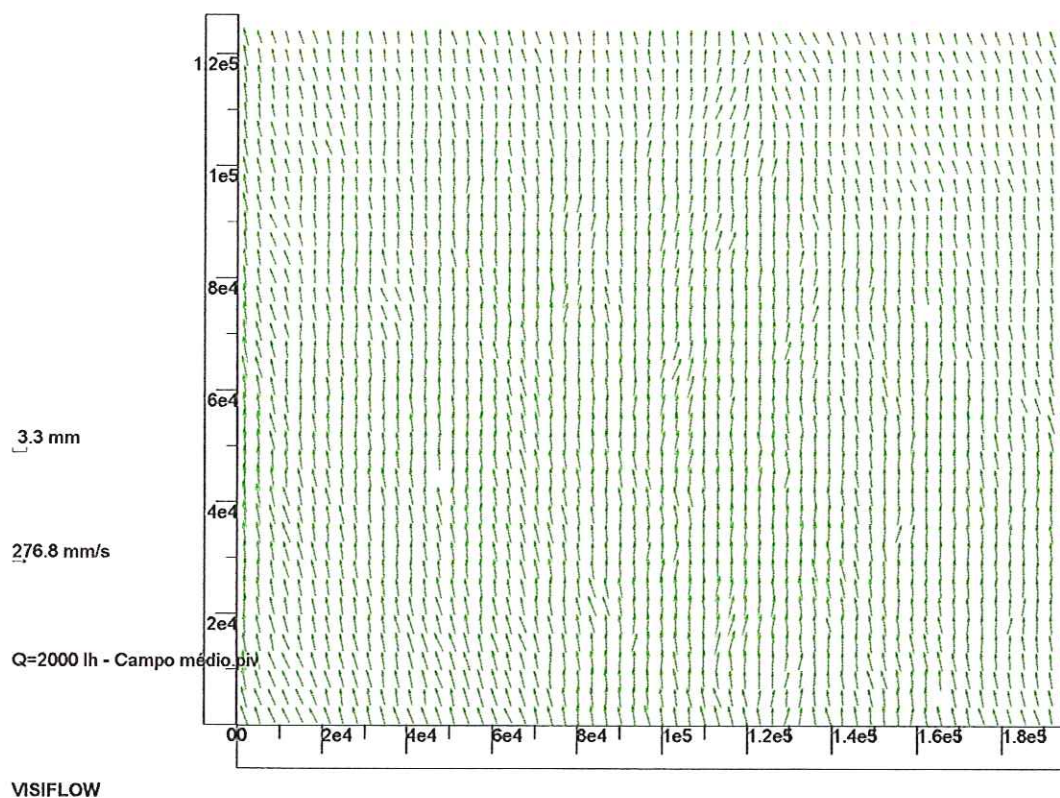


Figura 4.20 – Campo médio de velocidade das bolhas para a vazão de 2000 l/h, em uma região de 19cm x 12cm localizada à 80cm acima da face interna da coluna, com nível de água dentro da coluna de 1,80m.

Para comprovar os valores obtidos com a metodologia PIV, estes foram comparados com os valores teóricos de velocidade ascensional das bolhas. A velocidade média teórica é a divisão da vazão de ar aplicada pela área transversal das bolhas. Com a equação 3.4 foi possível determinar a área transversal das bolhas variando o nível de água na coluna e a vazão de ar. O volume total das bolhas para os vários níveis de água na coluna e vazão de ar está na Tabela 4.1.

Uma vez que a aquisição dos campos de velocidades através da velocimetria a Laser foi realizado apenas com o nível de água na coluna em 1,80m, a

Figura 4.21 traz a comparação entre as velocidades teóricas e experimentais (velocimetria a Laser) apenas para este nível de água dentro da coluna.

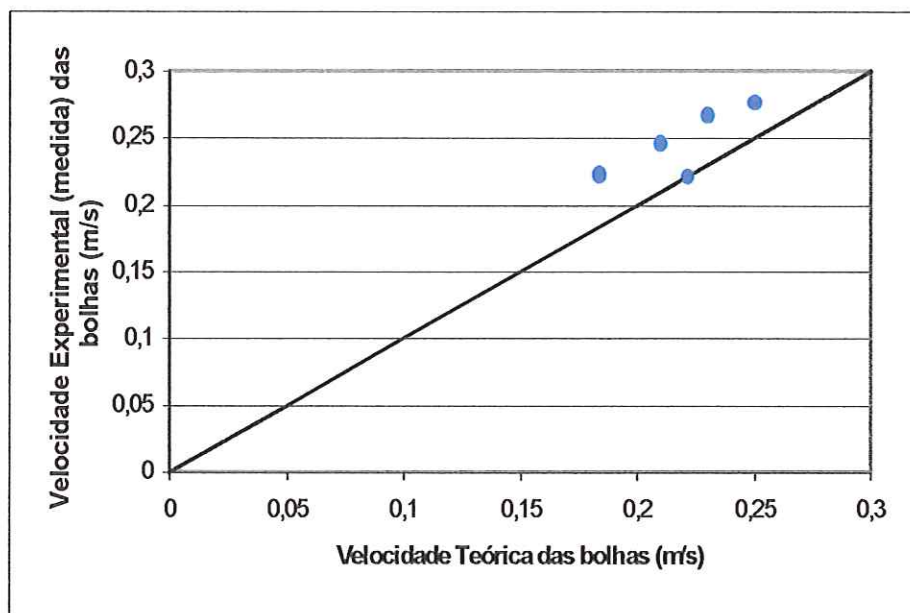


Figura 4.21 – Comparação entre os valores de velocidade experimental (medida) das bolhas e a velocidade teórica das bolhas, para o nível de água dentro da coluna de 1,80m.

O resultado da Figura 4.21 indica que os valores das velocidades experimentais foram superiores aos valores teóricos para 4 das vazões estudadas, sendo que os valores coincidiram para a vazão de 800 l/h. Apesar de diferentes, a maior diferença observada entre os valores teóricos e experimentais foi da ordem de apenas 20%, o que representa um aspecto positivo desta comparação.

As figuras contidas no Anexo G procuram transmitir pela intensidade de cor, os valores das componentes verticais dos vetores dos campos médios, para cada vazão em estudo.

Finalmente, procurou-se efetuar uma comparação entre os valores dos coeficientes de transferência de massa medidos nesta trabalho com uma equação de amplo uso proposta na Literatura. Várias comparações podem ser efetuadas. No

presente trabalho apresenta-se apenas a melhor situação, obtida com o uso da equação (2.81) denominada de Modelo de FRÖSSLING, que pode ser visto através da Figura 4.22.

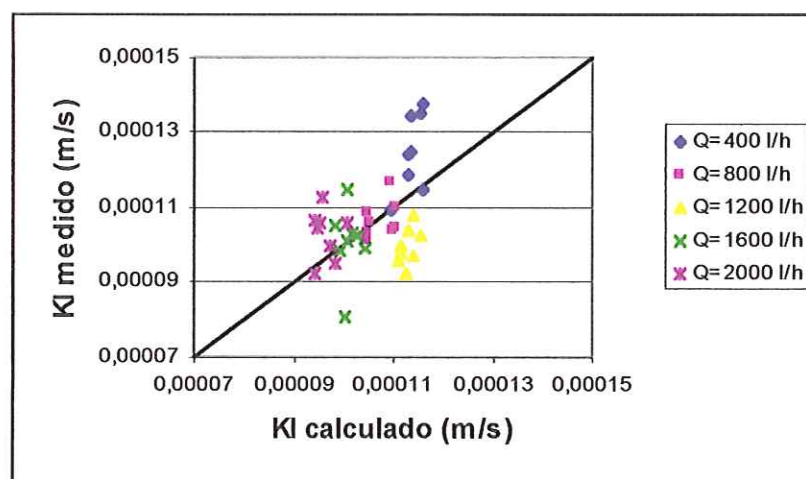


Figura 4.22 – Comparação dos valores de KI (m/s) obtidos neste trabalho e aqueles do Modelo de FRÖSSLING (Equação 2.81).

Como pode ser observado na Figura 4.22, os valores do coeficiente de transferência de massa medidos não seguem a tendência do modelo. Várias causas podem estar vinculadas a essa diferença. Por exemplo, um erro pode residir na consideração de que o diâmetro equivalente das bolhas e a velocidade ascensional é igual para todos os níveis de água na coluna, para uma mesma vazão. Contudo também o modelo pode apresentar limitações para a geometria estudada, não se aplicando, eventualmente, para este tipo de aplicação. Vale lembrar que as Figuras 4.1 a 4.4 mostraram um comportamento muito suave e promissor, que, quer-se crer, atestam pela qualidade dos dados aqui obtidos. Também as Figuras 4.6a e 4.6b mostram boa concordância entre dados previstos com a regressão obtida e os dados medidos.



## 5 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Considerando os objetivos fixados para este trabalho, pode-se concluir que:

Foi possível estudar a transferência de massa de ar na água para as bolhas geradas por um difusor de ar, juntamente com as características hidrodinâmicas envolvidas neste processo, tais como campo de velocidade ascensional das bolhas e tamanho das bolhas.

Foi possível construir um equipamento composto de coluna e estrutura suporte com capacidade para medir campos de velocidade e concentração de oxigênio dissolvido em experimentos com difusores. O equipamento possui estrutura para medir concentração de bolhas, utilizando Césio 137, porém este estudo não foi conduzido no presente trabalho.

Foi possível avaliar o coeficiente de transferência de oxigênio para a água em diferentes condições de operação. Os resultados compõem um conjunto de dados coerente e geram gráficos elucidativos, com comportamentos e tendências claramente visíveis.

Foi possível verificar as conseqüências de alterações geométricas (volumes de ar presentes na coluna de líquido) e cinemáticas (vazões) na eficiência do equipamento. Vale frisar que as correlações entre o coeficiente de transferência de oxigênio e a vazão de ar mostraram-se as mais promissoras para previsões de transferência de massa. Os outros parâmetros, como a profundidade de água na coluna e o diâmetro das bolhas, embora correlacionados com a vazão, não mostraram correlação clara com o coeficiente de transferência de massa.



A comparação realizada do coeficiente de transferência de massa medido neste trabalho com o Modelo de FRÖSSLING mostrou baixa correlação entre dados e previsão.

A Figura 4.1 representa os coeficientes de transferência de massa medidos neste trabalho. A Figura 4.11 representa os tempos nos quais a reação química consumiu todo o oxigênio transferido à água. Sugere-se, no estudo do efeito da reação química sobre o coeficiente de transferência de massa, que comparações quantitativas entre os processos das figuras mencionadas sejam feitas.

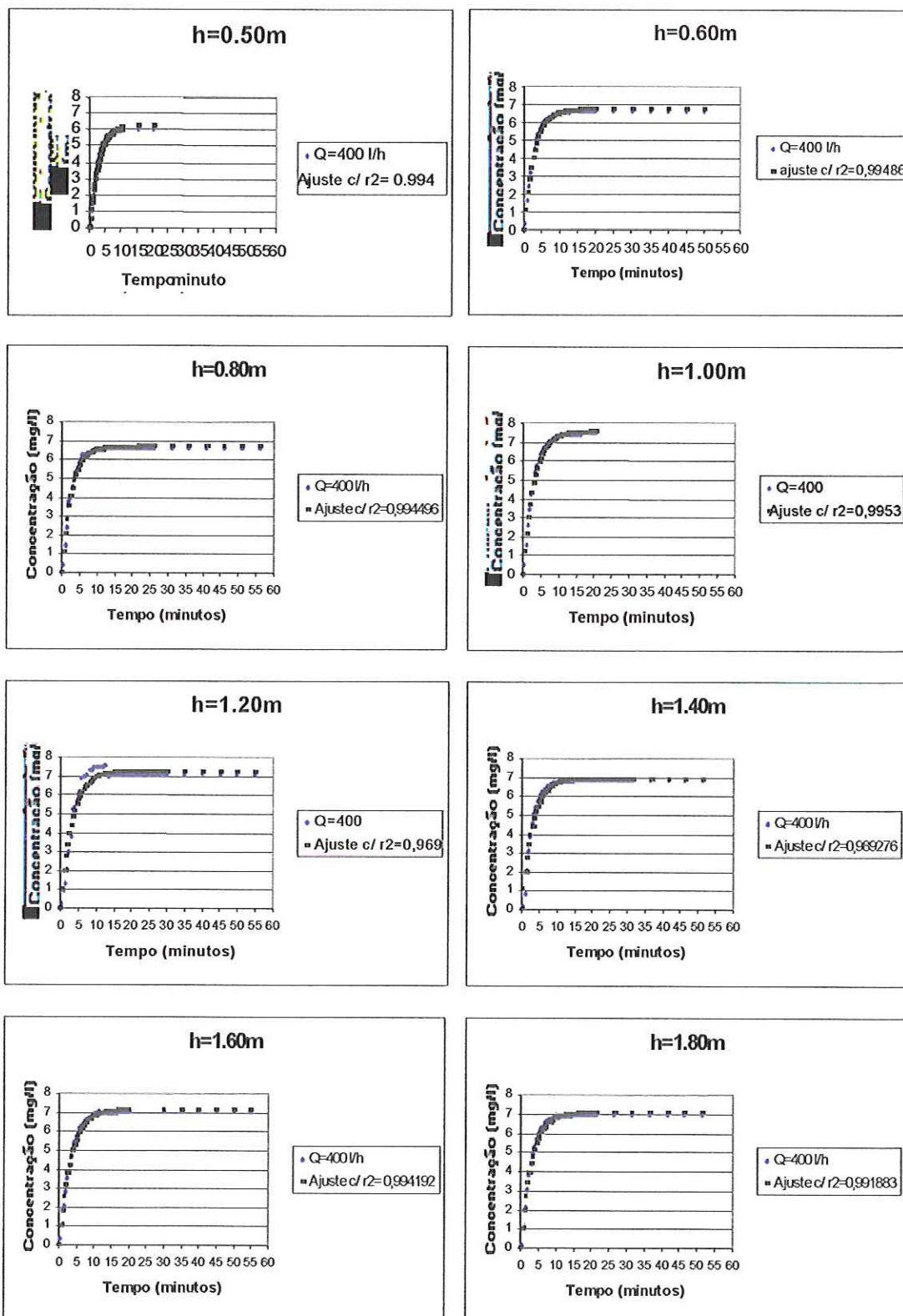
Foi possível avaliar o campo de velocidade ascensional com o uso de velocimetria a laser. Os valores mostraram-se coerentes com previsões obtidas de aproximações teóricas.

Recomenda-se a continuidade dos estudos, buscando estabelecer metodologias seguras de quantificação do diâmetro das bolhas ascensionais. Adicionalmente, devem ser empreendidos esforços para estudar as situações que implicam em eficiência máxima de transferência de massa da fase gasosa para a fase líquida. Pode-se inferir que as situações aqui estudadas crescem muito em complexidade quando reações químicas estão presentes, como no caso da desinfecção de águas por ozonização.

A busca de correlações de aplicação geral deve estar sempre presente. Assim, efetuar correlações fundamentadas em parâmetros adimensionais relevantes, tanto para processos de transferência puramente físicos, como para processos de transferência envolvendo reações químicas, deve ser uma meta sempre perseguida e deve fazer parte dos próximos trabalhos nesta área.

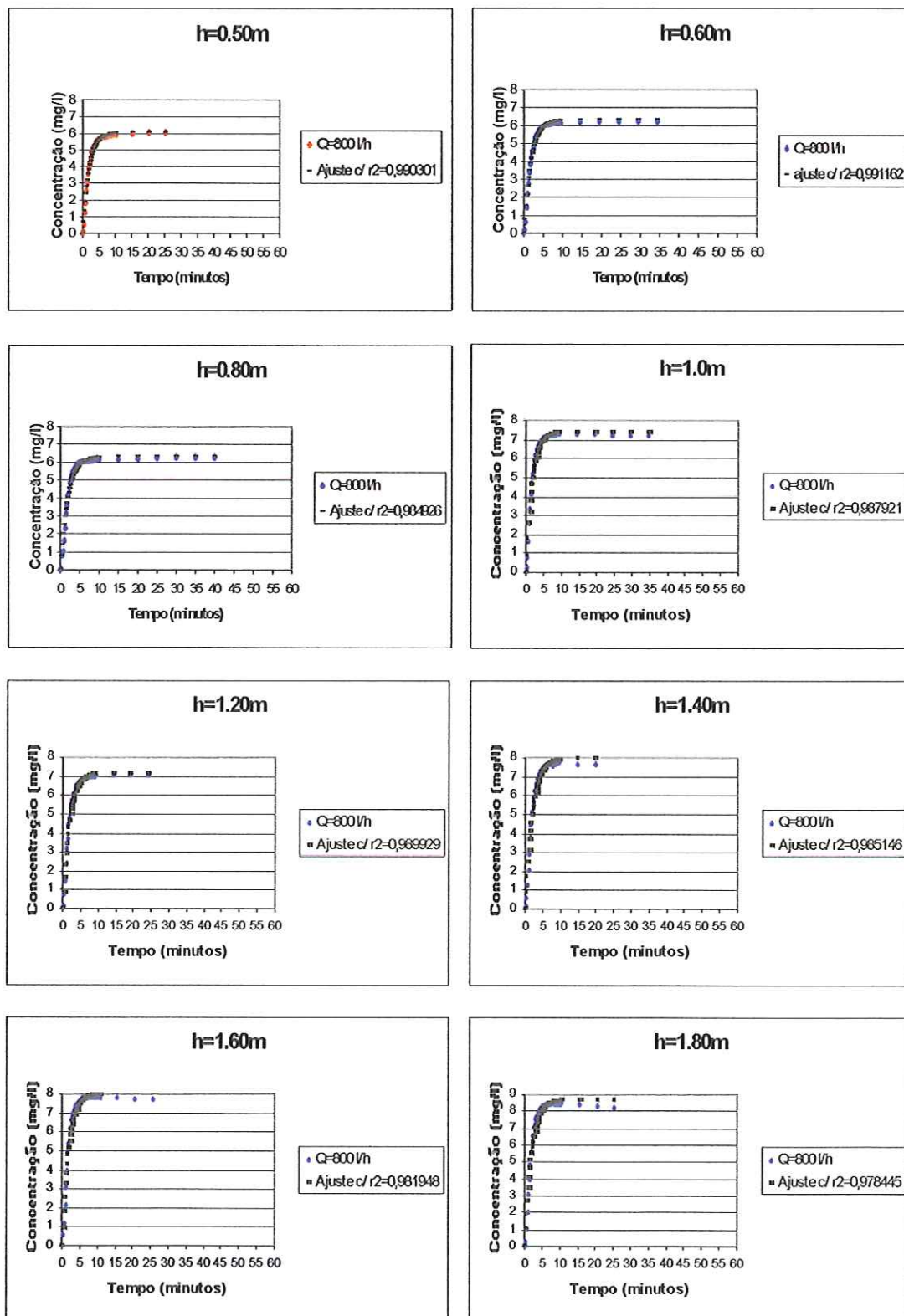
## Anexo A

Curvas de aeração para vazão de 400 l/h, variando o nível d'água na coluna de 0.50m a 1.80m.



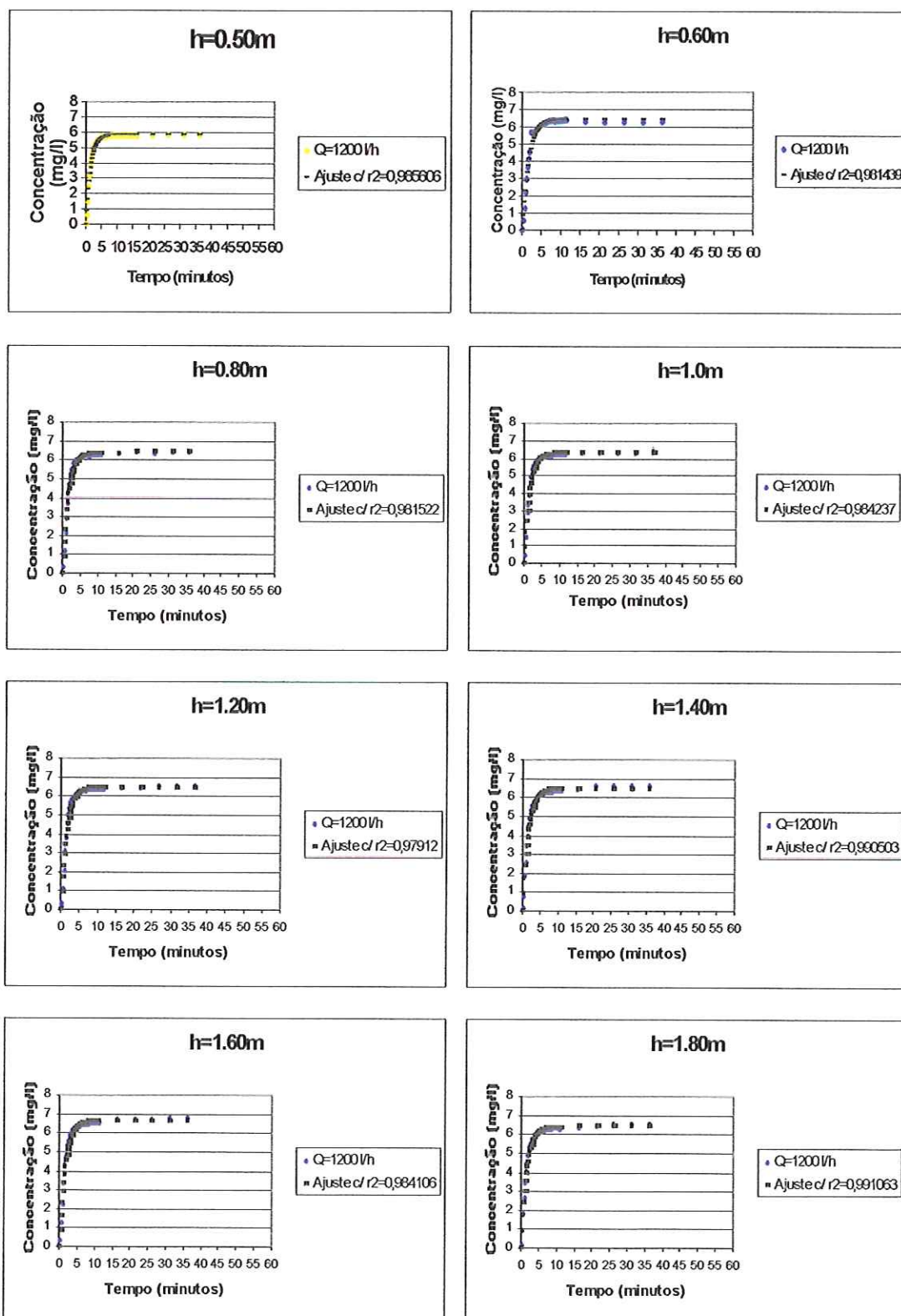
## Anexo B

Curvas de aeração para vazão de 800 l/h, variando o nível d'água na coluna de 0.50m a 1.80m.



## Anexo C

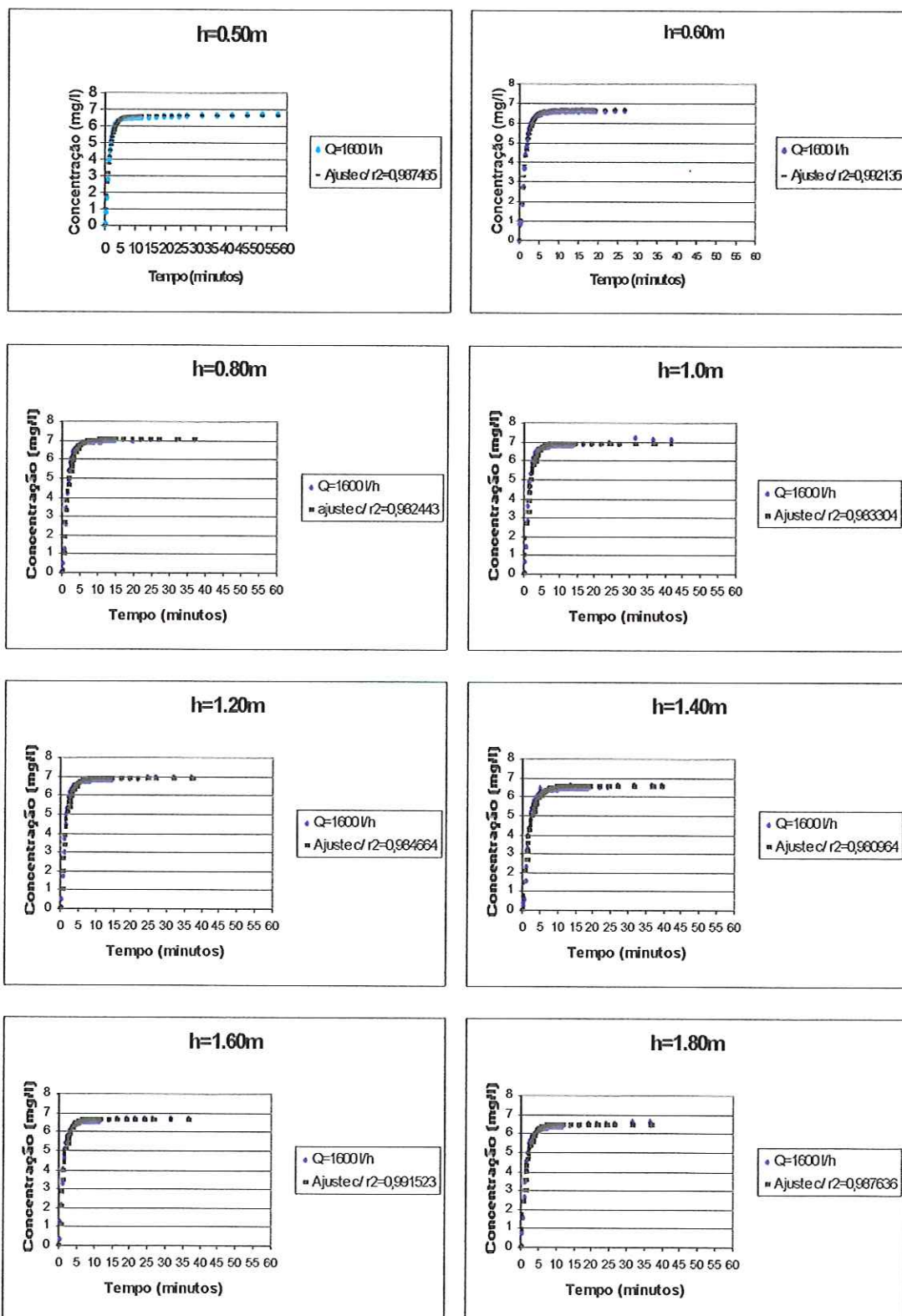
Curvas de aeração para vazão de 1200 l/h, variando o nível d'água na coluna de 0.50m a 1.80m.





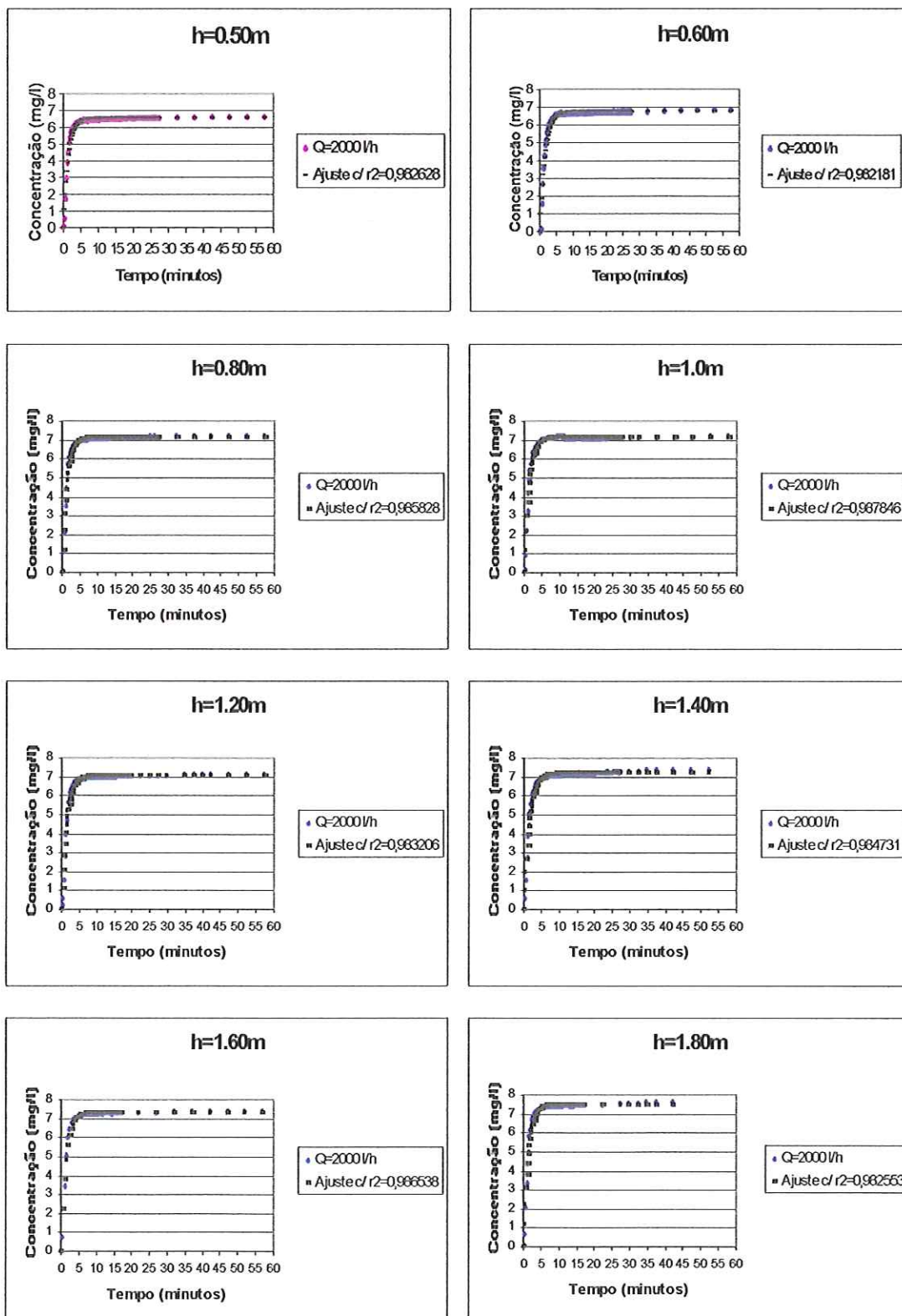
## Anexo D

Curvas de aerção para vazão de 1600 l/h, variando o nível d'água na coluna de 0.50m a 1.80m.

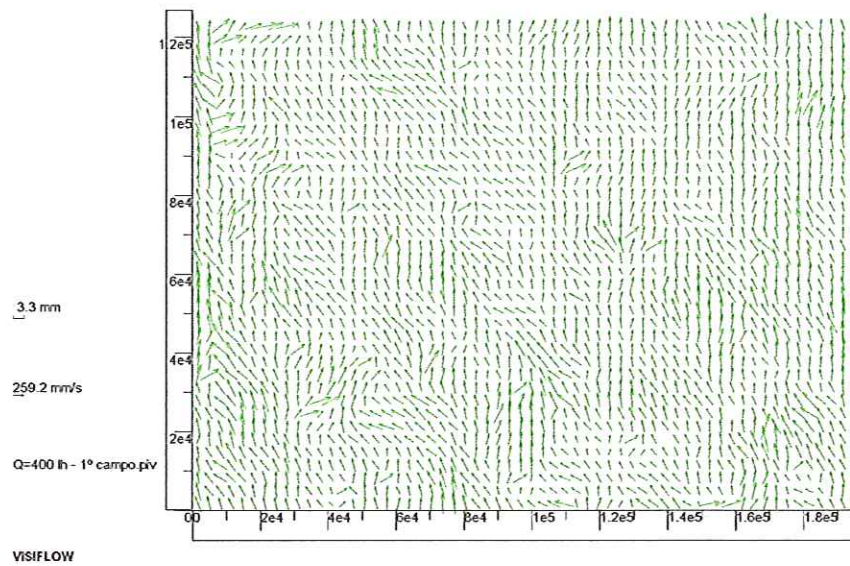


## Anexo E

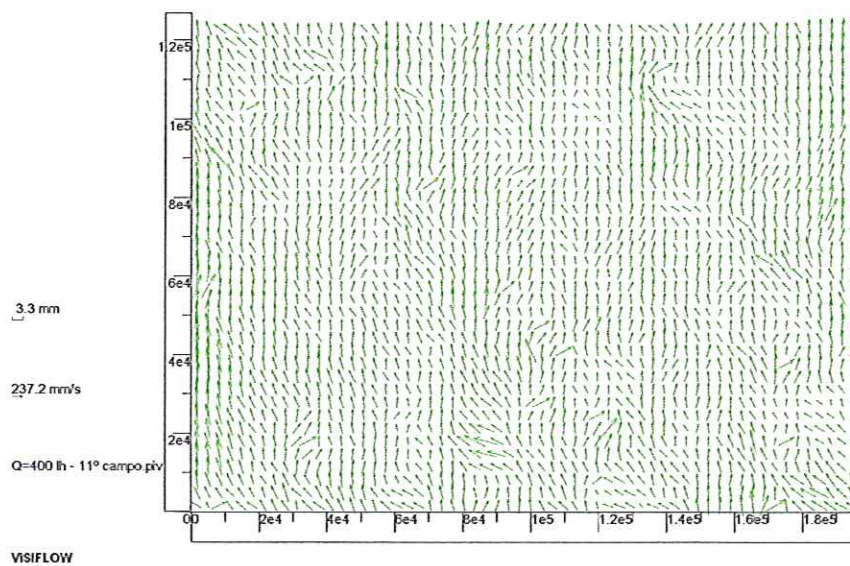
Curvas de aeração para vazão de 2000 l/h, variando o nível d'água na coluna de 0.50m a 1.80m.



## Anexo F – Alguns Campos de Velocidades para as 5 vazões estudadas

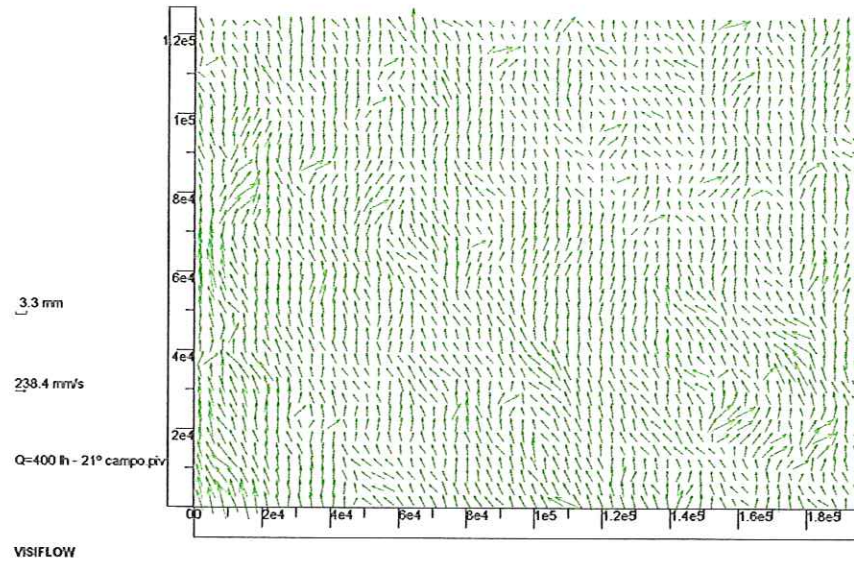


1º Campo de Velocidade para a vazão de ar de 400 l/h.

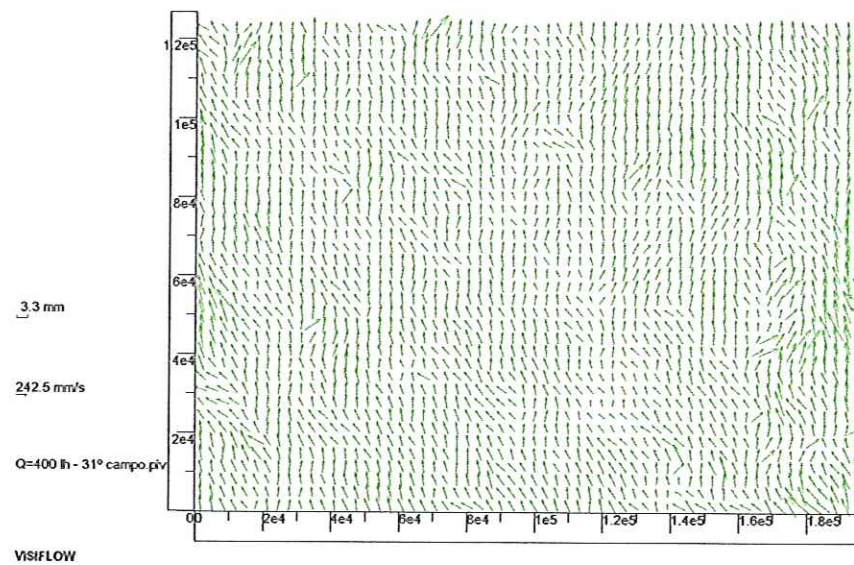


11º Campo de Velocidade para a vazão de ar de 400 l/h.



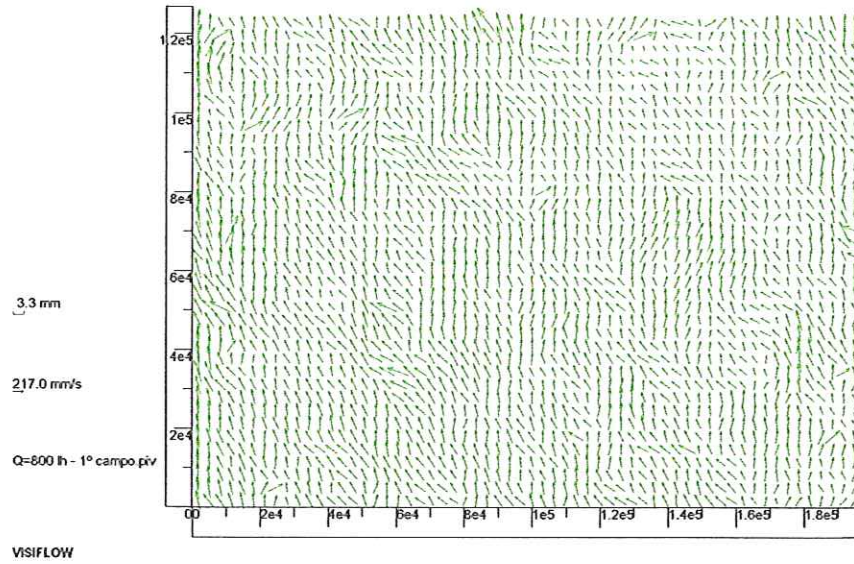


21° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 400 l/h.

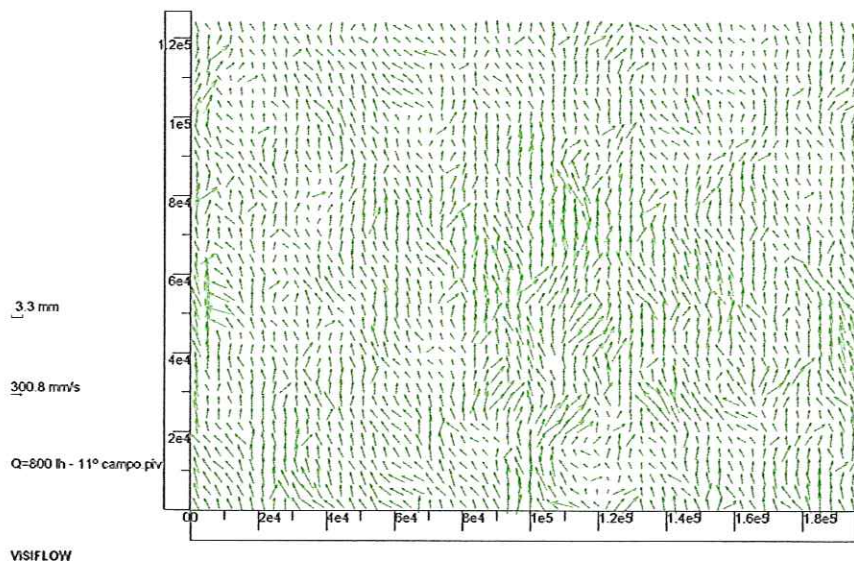


31° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 400 l/h.

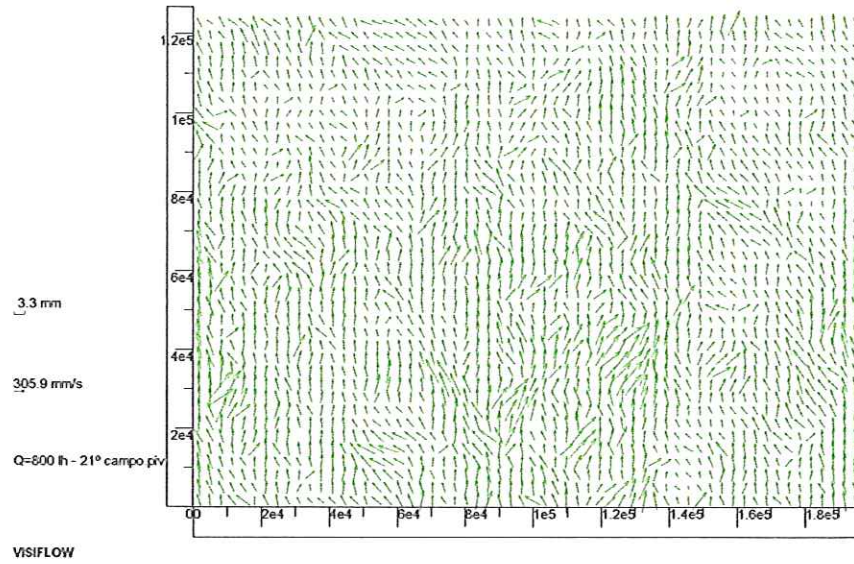




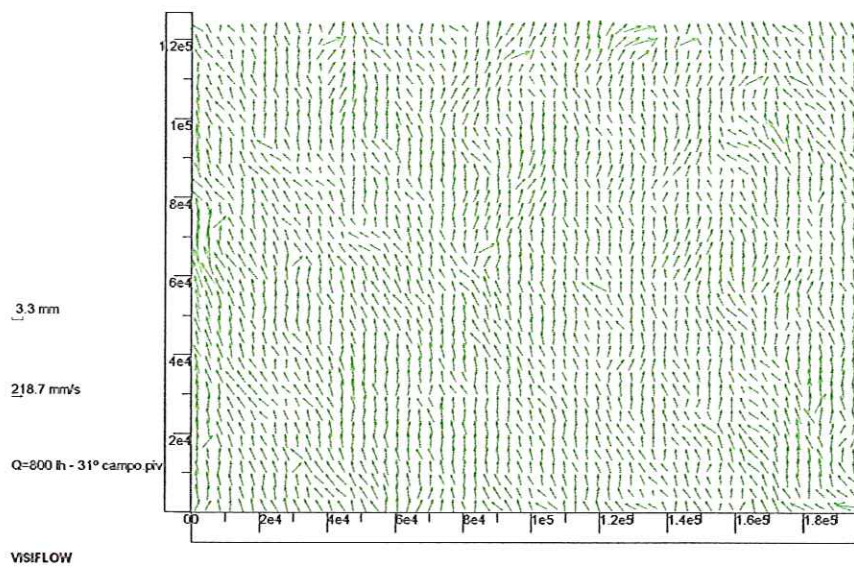
1° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 800 l/h.



11° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 800 l/h.

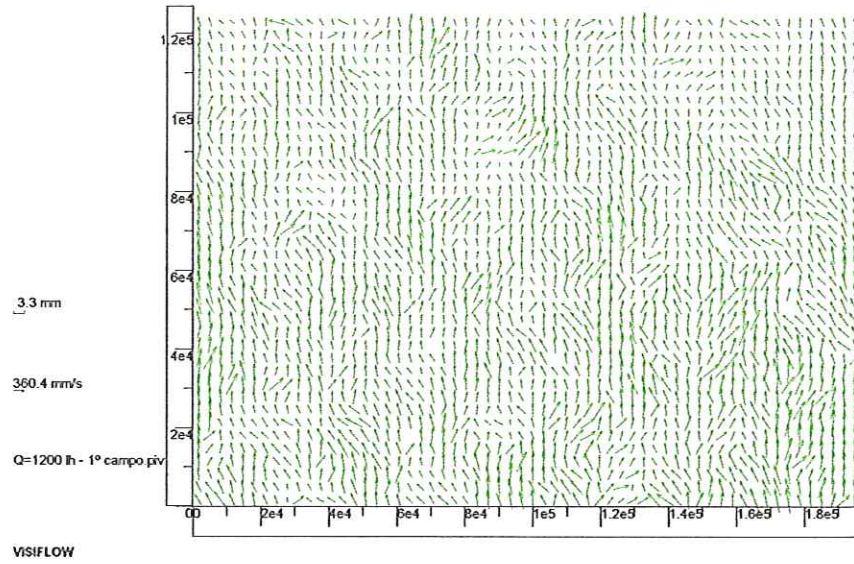


21° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 800 l/h.

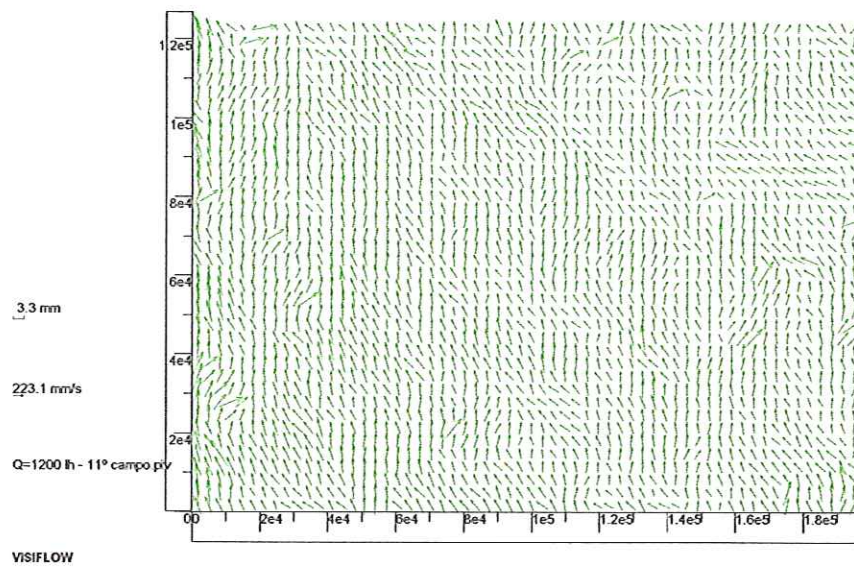


31° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 800 l/h.

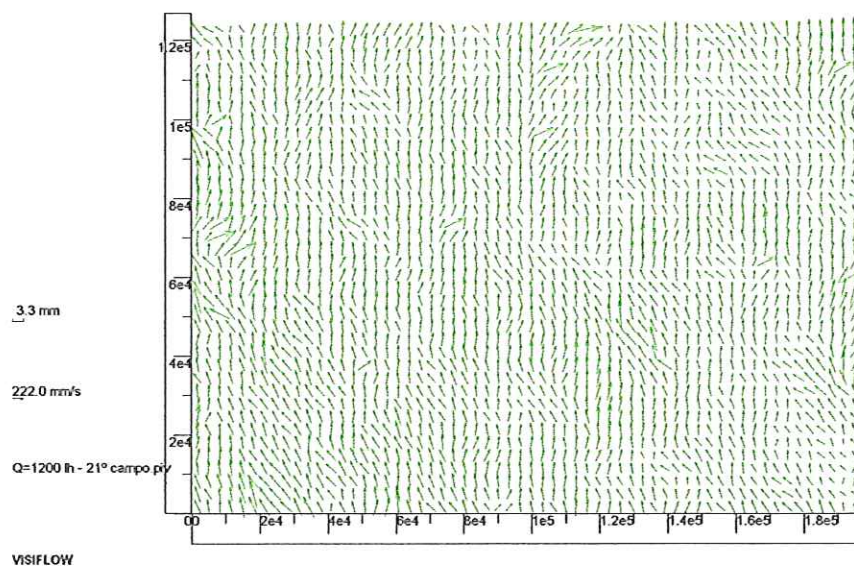




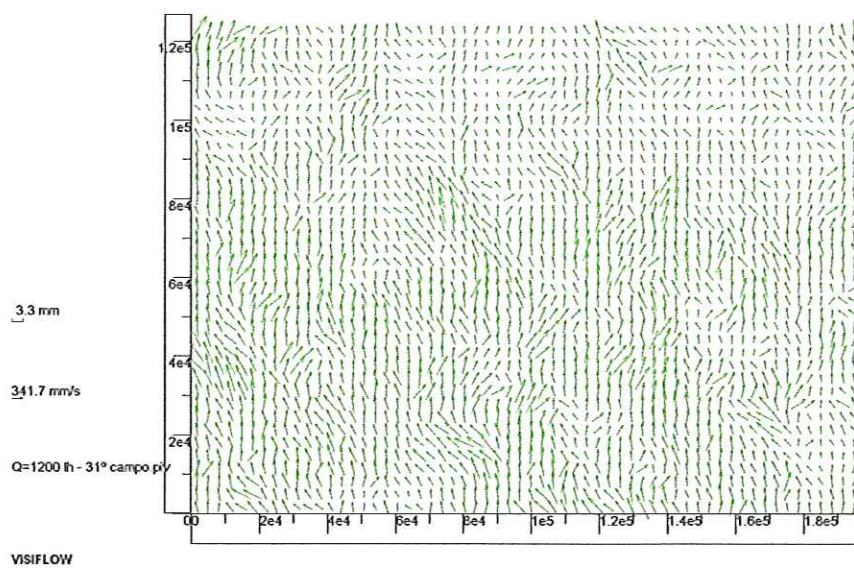
1° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1200 l/h.



11° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1200 l/h.

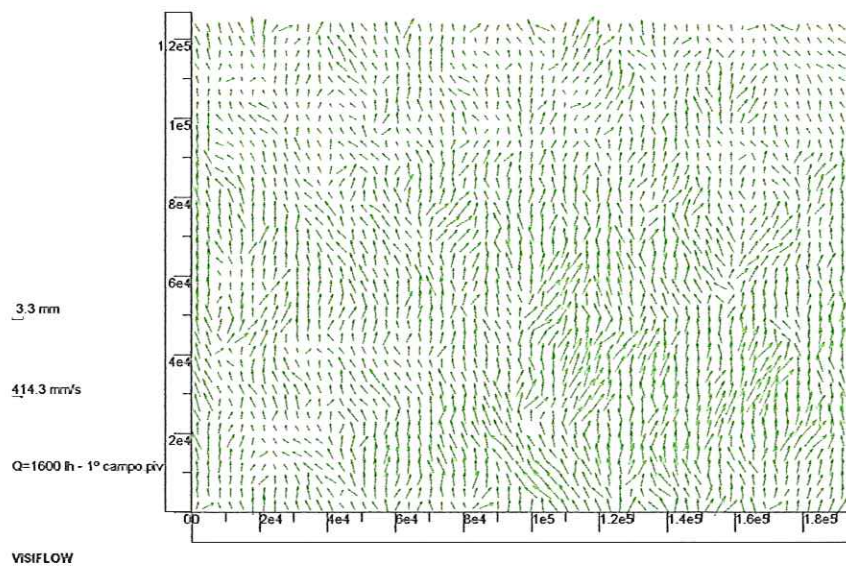


21° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1200 l/h.

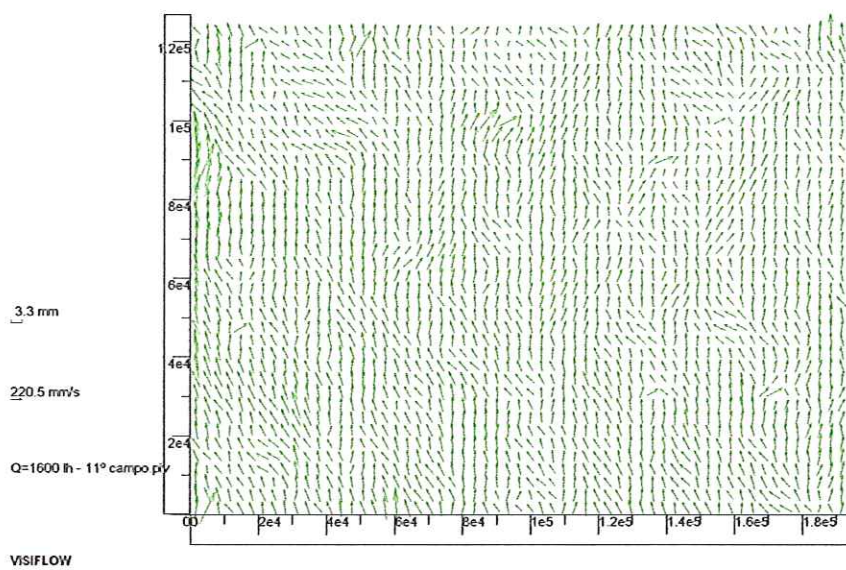


31° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1200 l/h.

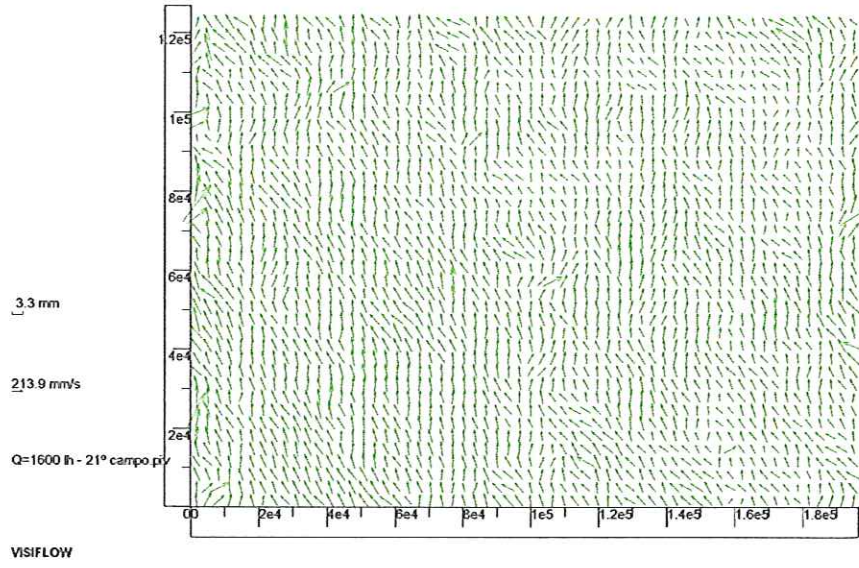




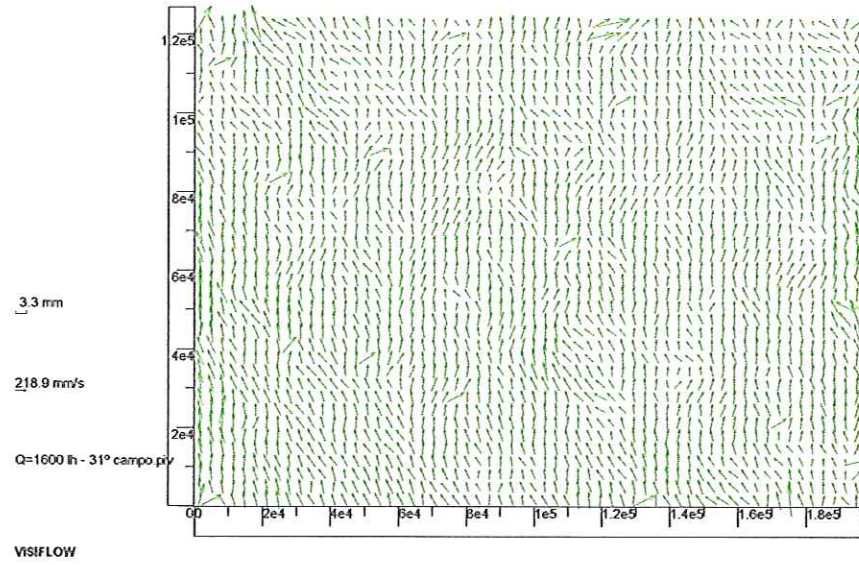
1° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1600 l/h.



11° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1600 l/h.

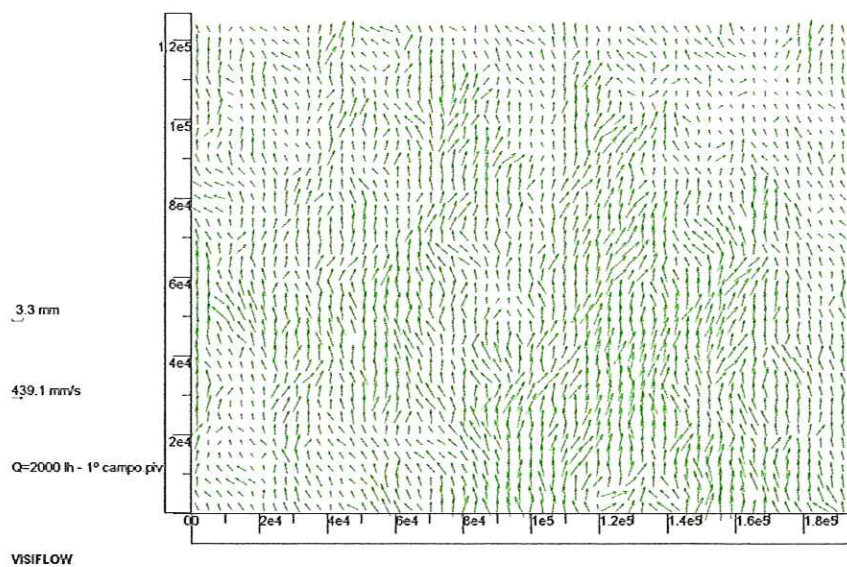


21° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1600 l/h.

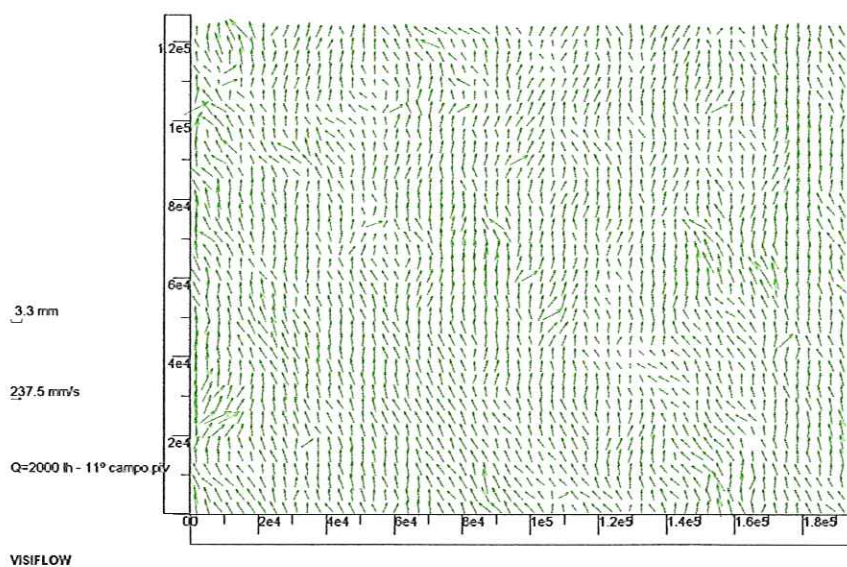


31° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 1600 l/h.

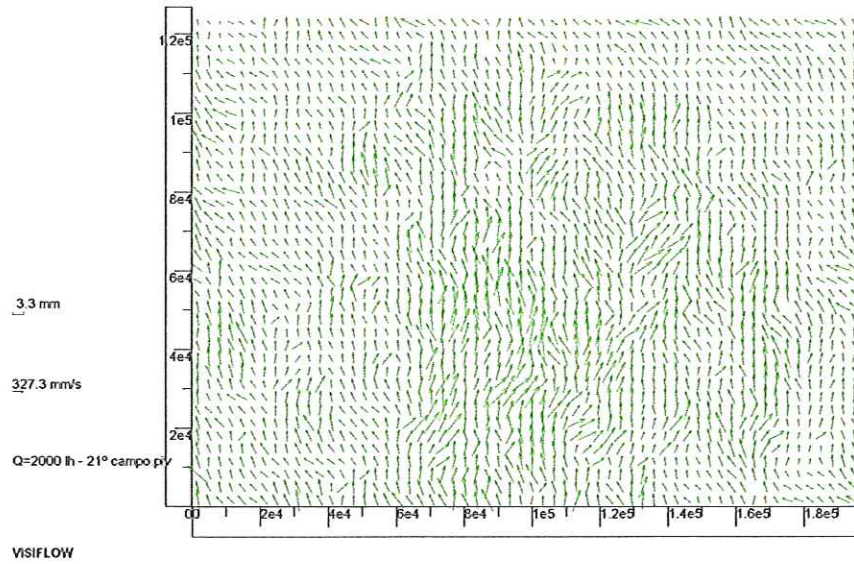




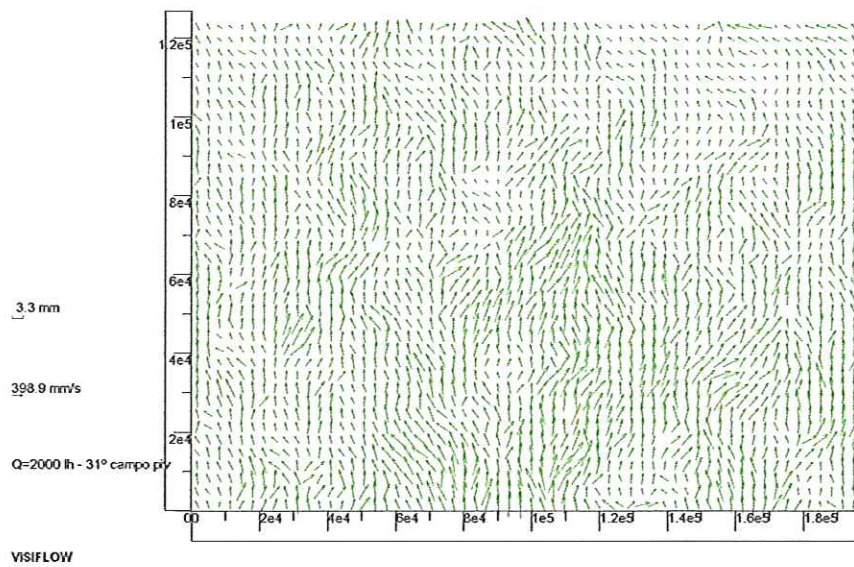
1º Campo de Velocidade para a vazão de ar de 2000 l/h.



11º Campo de Velocidade para a vazão de ar de 2000 l/h.



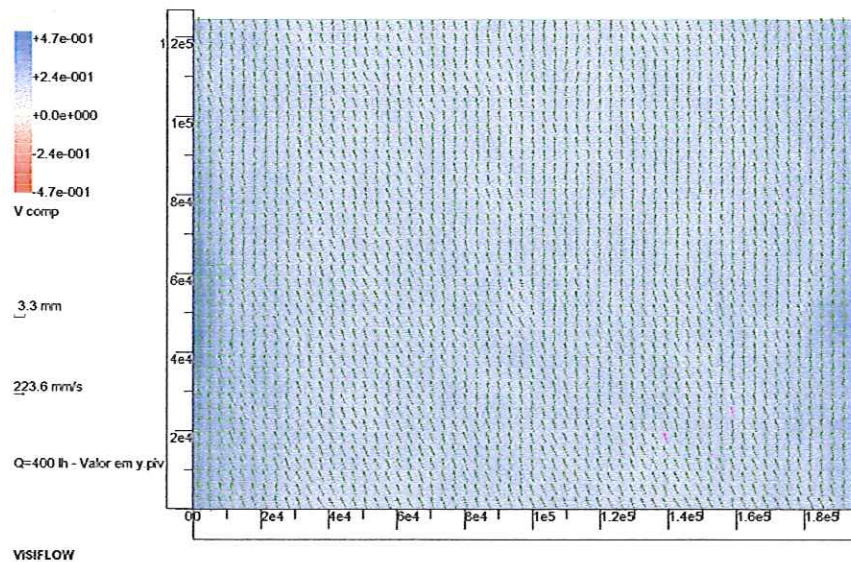
21° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 2000 l/h.



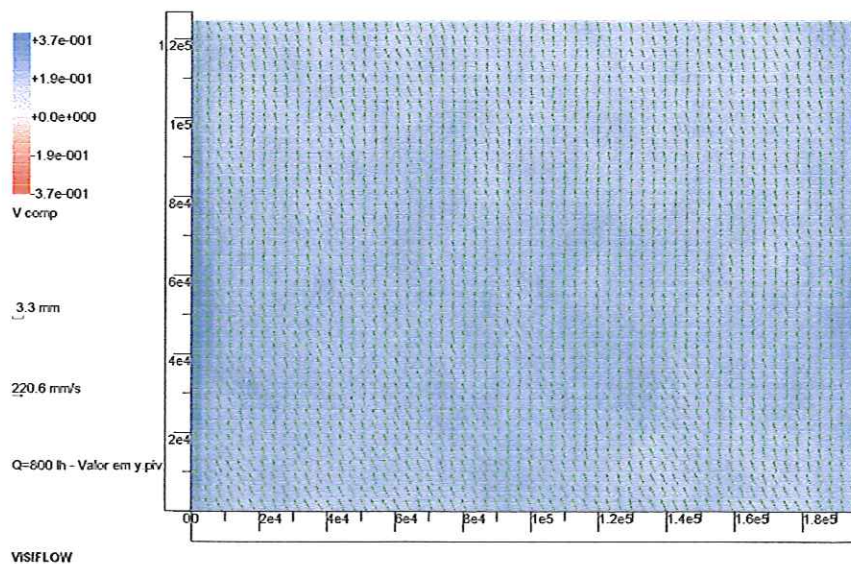
31° Campo de Velocidade para a vazão de ar de 2000 l/h.



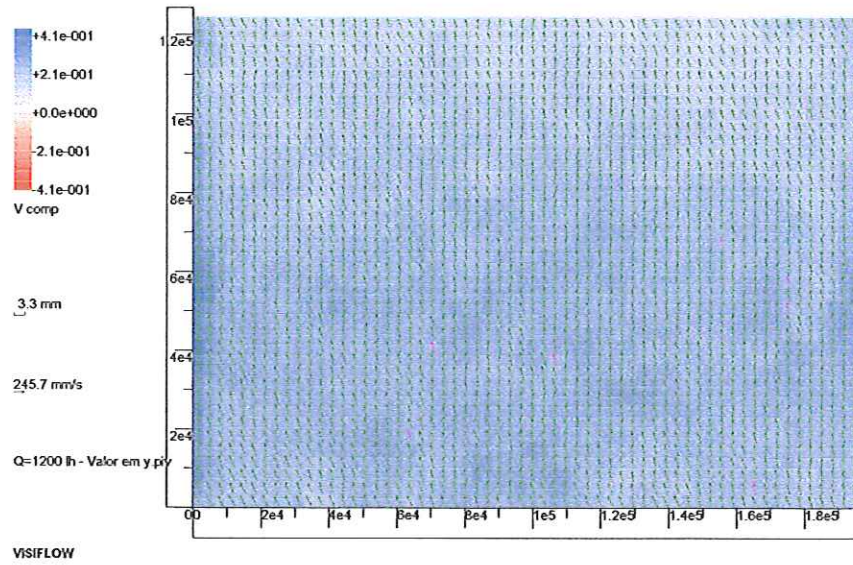
**Anexo G – Demonstração aproximado do valor da componente y dos vetores dos campos médios, para as 5 vazões estudadas.**



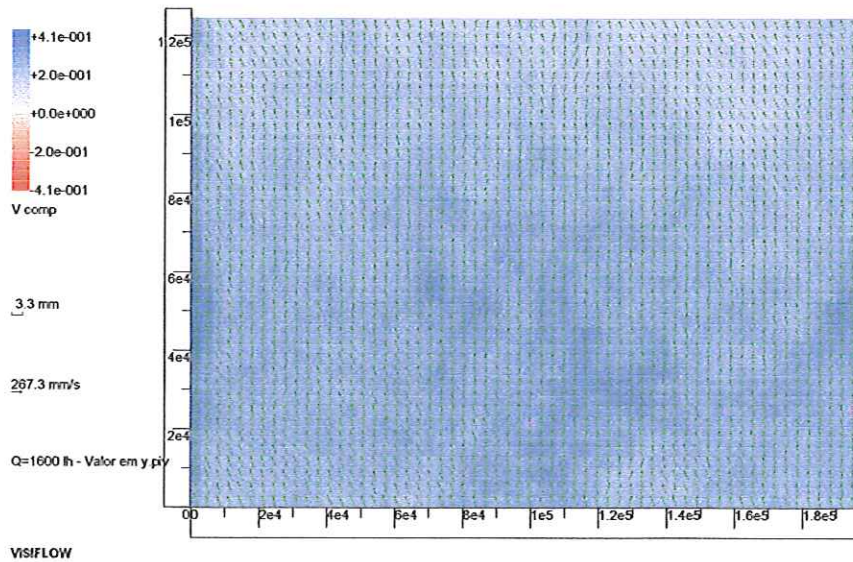
Demonstração por intensidade de cor dos valores das componentes dos vetores do campo médio, para a vazão de 400 l/h.



Demonstração por intensidade de cor dos valores das componentes dos vetores do campo médio, para a vazão de 800 l/h.



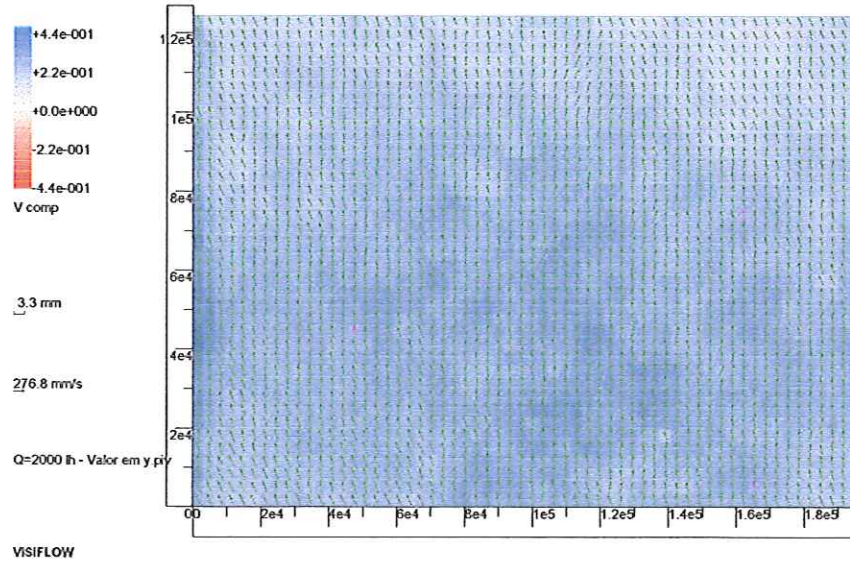
Demonstração por intensidade de cor dos valores da componente y dos vetores do campo médio, para a vazão de 1200 l/h.



Demonstração por intensidade de cor dos valores das componentes y do campo médio, para a vazão de 1600 l/h.



]



Demonstração por intensidade de cor dos valores das componentes y do campo médio, para a vazão de 2000 l/h.

### Apêndice I – Especificações gerais do Tacômetro

- Display de cristal líquido (LCD);
- 5 dígitos com leitura máxima até 99.999, que proporciona leituras legíveis em qualquer condição de iluminação;
- Memória de valor máximo (UP), valor mínimo(dn) e último valor (LA);
- Base de tempo; Cristal de quartzo;
- Circuito com microprocessador dedicado;
- Alimentação com 4 baterias de 1,5V;
- Consumo de aproximadamente 80 mA;
- Dimensões de (19cm)x(7,2cm)x(3,7cm);
- Peso de aproximadamente 300g (incluindo bateria);
- Temperatura de Operação: 0 à 50°C ;
- Faixa de medição: 2.5 RPM até 99.999 RPM;
- Resolução: 0.1 RPM (2.5 RPM até 999.9 RPM)  
1.0 RPM (acima de 1000 RPM);
- Precisão:  $\pm(0.05\% + 1 \text{ dígito})$ ;
- Tempo de amostragem: 1 segundo (acima de 60 RPM).



**Apêndice II – Algumas especificações gerais do aparelho medidor de O.D  
WTW-323**

- Extensão de medida de O.D: 0–19.99 *mg/l*;
- Resolução: 0.01 *mg/l*;
- Precisão:  $\pm 0.5\%$  do valor medido  $\pm 1$  dígito para temperatura de operação de 5 – 30°C ;
- Temperatura: –5°C.....50.0°C ;
- Calibração: extensão de desvio (slope) de 0.60.....1.20;
- Para uma velocidade de água na sonda maior que 3 *cm/s* , o erro do aparelho é de 10 %; para 10 *cm/s* → 5% e 18 *cm/s* → 1% .

### Apêndice III – Calibração do aparelho medidor de O.D WTW-323

- Retirada da solução eletrolítica velha presente na sonda, a qual é vedada ao contato com o meio líquido pela membrana;
- Limpeza da sonda com água destilada;
- Submersão da sonda em solução limpadora por 3 à 5 minutos;
- Limpeza da sonda com água destilada por várias vezes para eliminar a presença de solução limpadora;
- Submersão da sonda em água destilada por 10 minutos;
- Após isso, a sonda é totalmente seca ou com papel higiênico ou com cotonete;
- Enche-se o dispositivo onde a sonda fica mergulhado com solução eletrolítica nova;
- Molha-se a cabeça da sonda em solução eletrolítica;
- Coloca-se o dispositivo na sonda e rosqueia-se rapidamente;
- Bate-se suavemente várias vezes uma caneta ou algo parecido contra o dispositivo com a sonda dentro mergulhada em solução eletrolítica nova, para eliminar eventuais bolhas pequenas que possam a se alojar na cabeça da sonda e interferir as medições futuras;
- Conecta-se o cabo de 15m da sonda ao medidor o qual é ligado da energia (220V);
- Após ligado o medidor, para realizar-se a calibração automática do aparelho pressiona-se a tecla CAL e depois RUN. Na tela do medidor fica piscando a opção AR e um valor  $s$  (slope) decrescendo;
- Quando a opção AR pára de piscar é sinônimo de que o aparelho está calibrado;
- Depois de terminada a calibração, o valor  $s$  deverá estar entre 0.60 e 1.20, o que significa que a calibração foi bem executada.

É recomendável que se espere 50 minutos após a calibração do aparelho para colocá-lo em funcionamento.

#### Apêndice IV – Funcionamento do programa MATHEMATICA 4 no que diz respeito à regressão não-linear.

A seguir estão especificados os comandos a serem seguidos no programa MATHEMATICA 4 para a realização de uma regressão não-linear e o ajuste de seus parâmetros.

```
<<Statistics`NonlinearFit`
data={{tempo1, concentração1}, {tempo2, concentração2}, .....,
      {tempo último, última concentração}};
```

Após dados os comandos acima, clique o mouse com o botão esquerdo após o ponto e vírgula e digite SHIFT + ENTER. Feito isso, digite o comando abaixo.

```
BestFitParameters/. NonlinearRegress[data, a1-((a1)*e^(-c*x1)),
  {x1}, {a1,c}, RegressionReport → BestFitParameters]
```

Agora clique o botão esquerdo do mouse após o colchete e digite SHIFT + ENTER. Na linha de baixo do comando, o programa lhe dará os valores dos parâmetros ajustados. Nos dados da equação escrita acima:  $a_1$  é a concentração de saturação  $C_s$  ajustada;  $c$  é o coeficiente volumétrico de transferência de massa global  $Kla$  ajustado;  $x_1$  são os tempos em que são tomados os valores da evolução da concentração de O.D. Observa-se que os tempos devem ser colocados em minutos.

Caso você queira determinar qual é o  $r^2$  do ajuste da curva, então digite o comando abaixo.

```
NonlinearRegress[data, a1-((a1)*e^(-c*x1)), {x1}, {a1,c}]
```

pressionando o botão esquerdo do mouse após o colchete e digitando SHIFT+ENTER.

Abaixo está exemplificado uma regressão não-linear através do programa MATHEMATICA 4, com o ensaio 1, onde a vazão de ar é 400 l/h e a altura da coluna é 0.50m.

```
<<Statistics`NonlinearFit`
data={{0, 0},{0.25, 0.16},{0.5, 0.45},{0.75, 0.98},{1, 1.45},{1.25, 1.93},
      {1.5, 2.4},{1.75, 2.79},{2, 3.18},{2.25, 3.46},{2.5, 3.87},{2.75, 4.03},
      {3, 4.27},{3.25, 4.45},{3.5, 4.63},{3.75, 4.82},{4, 5.01},{4.25, 5.1},
      {4.5, 5.17},{4.75,5.32},{5, 5.38},{5.25, 5.47},{5.5, 5.55},{5.75, 5.59},
      {6, 5.62},{6.25, 5.69},{6.5, 5.72},{6.75, 5.77},{7, 5.78},{7.25, 5.8},
      {7.5, 5.86},{7.75, 5.89},{8, 5.9},{8.25, 5.92},{8.5, 5.88},{8.75, 5.89},
      {9, 5.95},{9.25, 5.92},{9.5, 5.94},{9.75, 5.94},{10, 5.97},{10.25, 5.96},
      {10.5, 5.99},{15.5, 6.02},{20.5, 6.08}};

BestFitParameters/. NonlinearRegress[data, a1-((a1)*e^(-c*x1)),
  {x1}, {a1,c}, RegressionReport → BestFitParameters]

{a1 → 6.22209, c → 0.368227}
```



## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (1984). ASCE STANDARD – *Measurement of oxygen transfer in clean water*, p. 39, July.
- BARBOSA, A.A. (1998). *Correntes de densidade em reservatórios*. São Carlos. 272p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- BARBOSA JÚNIOR, A. R. (1989). *Desenvolvimento de metodologia para a determinação do coeficiente de reaeração dos escoamentos naturais da água com o emprego de traçador gasoso*. São Carlos. 187p . Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- BECKER, S.; SOKOLICHIN, A.; EIGENBERGER, G. (1994). Gas-liquid flow in bubble columns and loop reactors: Part II. Comparison of detailed experiments and flow simulations. *Chemical Engineering Science* – v. 49, n° 24B, p. 5747-5762, September.
- BURCKHART, R.; DECKWER, W.D. (1975). *Bubble size distribution and interfacial areas of electrolyte solutions in bubble columns*. *Chemical Engineering Science*, v. 30, p.351-354, September.
- CUNHA, A. C. (1993). *Transferência de gases em sistemas líquidos altamente agitados induzidos por hélices do tipo turbina em tanques cilíndricos*. São Carlos. 170p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- DANCKWERTS, P.V. (1951). *Significance of liquid-film coefficients in gas absorption*. *Industrial and Engineering Chemistry*, v. 43, n° 6, p. 1460-1467, June.
- GIANSANTI, A. E.; GIORGETTI, M. F. (1986). “*Contribuição para a determinação do coeficiente de reoxigenação superficial em corpo d’água – II*”.p. 1698-1709. Anais do II Congresso Latino-americano de Transferência de Calor e Matéria, São Paulo, SP.
- GIBBON, D.L. (1974). *Aeration of Activated Sludge in sewage treatment*. Ferro corporation, New York, Pergamon.

- GIORGETTI, M. F.; GIANANTI, A. E. (1983). “*Avaliação do nível de Turbulência em águas correntes e sua correlação com o coeficiente de reaeração superficial*”. Separata do trabalho apresentado no XII Congresso da ABES, em Camboriu, novembro de 1983.
- GIORGETTI, M. F.; SCHULZ, H. E. (1986). “*Contribuição para a determinação do coeficiente de reoxigenação superficial em corpos d’água – I*”. p. 1687-1697 – Anais do II Congresso Latino-americano de Transferência de Calor e Matéria, São Paulo, SP.
- GIORGETTI, M. F.; SCHULZ, H. E. (1990). *Sobre o método da sonda solúvel flutuante para a determinação indireta do coeficiente de reoxigenação superficial em corpos de água*. p. 1079-11084 – In: Encontro Nacional de Ciências Térmicas III, Associação Brasileira de Ciências Mecânicas. Itapanema, SC. Anais.
- GULLIVER, J.S.; RINDELS, A.J. (1993). *Measurement of air-water oxygen transfer at hydraulic structures*. Journal of Hydraulic Engineering, v. 119, n° 3, p. 327-349, March.
- HABERMAN, W.L.; MORTON, R.K. (1954). An experimental study of bubbles moving in liquids. *American Society of Civil Engineers – Transactions*, n° 2799, p.227-252, January.
- HINES, A.L.; MADDOX, R.N.(1985). *Mass Transfer, Fundamentals and Applications*, Prentice-Hall International Series, New Jersey.
- HOUGHTON, G.; McLEAN, A.M.; RITCHIE, P.D. (1957). Mechanism of formation of gas bubble-beds. *Chemical Engineering Science* – v.7, p. 40-50, January.
- INNOCENTINI, C.K.Z.(1996). *Estudo da transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida, usando difusor cerâmico poroso*. São Carlos. 87p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- JUN, K.S.; JAIN, S.C.(1993). *Oxygen transfer in bubbly turbulent- shear flow*. Journal of Hydraulic Engineering, v. 119, n° 1, p. 21-36, January.
- KRENKEL, P.A.; ORLOB, G.T.(1962). *Turbulent diffusion and the reaeration coefficient*. Journal of the Sanitary Engineering Division, v. 88, n° S A 2, p.53-83, March.
- LEVEC, J.; PAVKO, S. (1978). *Mass transfer in square gas-liquid contractors*. *Chemical Engineering Science*, v. 34, p. 1159-1160, October.

- LEWIS, W.K.; WHITMAN, W.G. (1924). *Absorption Symposium – Principles of Gas Absorption*. Industrial and Engineering Chemistry, v. 16, n° 12, p. 1215-1220, December.
- LYDERSEN, A.L.(1983). *Mass Transfer in Engineering Practice*, John Wiley & Sons, New York.
- MARCHETTO, M. (1997). *Remoção de nutrientes de efluente de reator anaeróbio utilizando processo microaeróbio e flotação por ar dissolvido*. São Carlos. 35p. Plano de Pesquisa para exame de qualificação para doutorado - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MEIJBOOM, F.W.; VOGTLÄNDER, J.G. (1974). *A new method for measuring the transfer of oxygen in liquids. Measurements of oxygen transfer from bubbles in water and in water + 1-Butanol*. Chemical Engineering Science, v. 29, p. 799-803, August.
- METCALF & EDDY. (1972). *Collection, treatment, disposal*, 2ª Edição, McGraw Hill.
- MOMESSO, A.M. (1996). *Absorção e dessorção de gases através da interface ar-água em sistemas de agitação mecânica*. São Carlos. 145p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MOTARJEMI, M.; JAMESON, G.J.(1978). *Mass transfer from very small bubbles – The optimum bubble size for aeration*. Chemical Engineering Science, v. 33, p. 1415-1423, June.
- OTAKE, T.;TONE, S.; NAKAO, K.; MITSUHASHI, Y. (1977). *Coalescence and breakup of bubbles in liquids*. Chemical Engineering Science, v. 32, p. 377-383, August.
- PERRY, R.H.; GREEN, D.W. (1984). *Perry's Chemical Engineers – Handbook*, Sixth Edition, McGraw Hill, New York.
- PHELPS, E.B. (1944). *Stream sanitation*, Wiley, New York.
- SCHULZ, H.E. (1985). *Investigação do mecanismo de reoxigenação da água em escoamento e sua correlação com o nível de turbulência junto à superfície*. São Carlos. 299p. Dissertação(Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.



- SCHULZ, H. E.; GIORGETTI, M. F. (1986). "*Um modelo de transferência de oxigênio na interface ar-água a partir da Teoria Estatística da Turbulência*". p. 436-451. Anais do II Congresso Latino-americano de Transferência de Calor e Matéria. São Paulo, 12 a 15 de maio.
- SCHULZ, H. E.; GIORGETTI, M. F. (1987). "*Medida indireta do coeficiente de reoxigenação de águas naturais – Modelos matemáticos para a velocidade de desgaste de sondas solúveis*". p. 179-187. Anais do I Simpósio Brasileiro de Transferência de Calor e Matéria, Campinas, São Paulo.
- SCHULZ, H. E. (1989). "*Modelos matemáticos para reoxigenação em canais de pequeno porte com base na Teoria Estatística da Turbulência*". Anais do 4º Simpósio Luso-Brasileiro de Hidráulica e Recursos Hídricos, Lisboa, Portugal, 14 a 16 de junho.
- SCHULZ, H. E. (1989). "*Modelos matemáticos para reoxigenação em canais de pequeno porte com base na Teoria Estatística da Turbulência*". p. 682-696. Anais do III Congresso Brasileiro de Defesa do Meio-Ambiente, Volume 2, Rio de Janeiro, 24 a 28 de julho.
- SCHULZ, H.E. (1989). *Investigação do mecanismo de reoxigenação da água em escoamento e sua correlação com o nível de turbulência junto à superfície*. São Carlos. 516p. v2. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SCHULZ, H. E.; GIORGETTI, M. F. (1991). *Measurement of reaeration coefficient with the soluble probe. In: Air- water mass transfer*. p. 278-293. 2nd. International Symposium on Gas Transfer at Water Surfaces, WILHELM, S.C. & GULLIVER, J.S. eds., ASCE, New York.
- TAYLOR, R.; KRISHNA, R. (1993). *Multicomponent Mass Transfer*, John Wiley & Sons, New York.
- TREYBAL, R.E. (1980). *Mass Transfer Operations*, Third Edition, McGraw-Hill Book Company, London.
- WELTY, J.R.; WICKS, C.E.; WILSON, R.E. (1984). *Fundamentals of momentum, heat and mass transfer*, Third edition, John Wiley & Sons.
- WHITMAN, W.G. (1923). *The two-film theory of gas absorption*. Chemical and Metallurgical Engineering, v. 29, n° 4, p. 146-148, July.



ZIEMINSKI, S.A.; WHITTEMORE, R.C.(1970). *Behavior of gas bubbles in aqueous electrolyte solutions*. Chemical Engineering Science, v. 26, p. 509-520, July.