



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

**INFLUÊNCIA DA RELAÇÃO ENTRE DIÂMETROS NO
COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE REATORES AERÓBIOS
DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO EM TUBOS
CONCÊNTRICOS**

Leandro Santos de Araújo

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira – UNESP, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil – Ênfase em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Orientador: Dr. Milton Dall’Aglio Sobrinho

Ilha Solteira – SP
Novembro de 2008

AGRADECIMENTOS

A Deus.

À minha família, minha mãe Katia, meu pai Luciano e meu irmão Vitor, sempre presentes, me incentivando a atingir meus objetivos.

Ao orientador Professor Dr. Milton Dall'Aglio Sobrinho, pela orientação, empenho e paciência dedicados à realização deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Dib Gebara e aos técnicos do Laboratório de Engenharia Civil, José Cavassano, Gilson Campos, Mário Roberto, Ronaldo Mendes e ao saudoso Sílvio Rogério, pelo constante apoio na preparação dos modelos e dos ensaios, e pela disposição em contribuir para a realização desta pesquisa.

Aos amigos Aline, Camilo, Ivan, Liane, Luis Filipe, Marcelo, Marco, Nétulio, Pamela, Pedro, Priscila e Sueila pelos agradáveis momentos passados juntos.

Aos professores e funcionários do departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE QUADROS	vi
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS	vii
RESUMO	xii
ABSTRACT	xiii
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	4
3. JUSTIFICATIVA	5
4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
4.1. Leitos fluidizados	7
4.2. Regime de circulação de bolhas	9
4.3. Regime de circulação de sólidos	11
4.4. Efeito da relação entre a área do tubo externo e interno sobre a velocidade de circulação	13
4.5. Efeito da fração volumétrica de gás sobre a velocidade de circulação	15
4.6. Efeito da concentração e da massa específica de sólidos sobre a velocidade de circulação	17
4.7. Transferência de oxigênio	20
4.8. Modelagem hidrodinâmica	31
4.8.1. Modelos hidrodinâmicos baseados em balanço de energia	32
4.8.2. Modelo hidrodinâmico baseado em balanço da quantidade de movimento	41
4.9. Influência da hidrodinâmica do reator no tratamento biológico	49
4.9.1. Biofilme	49
4.9.2. Distribuição de microrganismos aeróbios e anaeróbios no biofilme	54
4.9.3. Influência das características da partícula na formação do biofilme	57
5. MATERIAL E MÉTODOS	67
5.1. Verificação de suspensão do meio suporte	71
5.2. Ensaio de velocidade de circulação do fluido	72
5.3. Determinação do coeficiente de aeração	78
5.4. Determinação da fração volumétrica de ar	82

5.4.1. Meio bifásico	82
5.4.2. Meio trifásico	83
6. RESULTADOS E DISCUSSÃO	86
6.1. Resultados para meio bifásico	87
6.1.1. Transferência de oxigênio	87
6.1.2. Comportamento hidrodinâmico	95
6.2. Resultados para meio trifásico	125
6.2.1. Concentração de areia constante	125
6.2.2. Variação da concentração de areia	131
7. CONCLUSÕES	141
8. BIBLIOGRAFIA	145
ANEXOS	150

LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1: Formas de fluidização do leito. Adaptado de Levenspiel e Kunni (1991)	8
Figura 4.2: Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás. Adaptado de Heijnen et al. (1997) por Ruggeri Jr. (2002)	10
Figura 4.3: Expansão (fração de gás) no tubo interno em função da potência inserida. Adaptado de Bello et al. (1984)	14
Figura 4.4: Variação da expansão (fração de gás) no tubo interno. Adaptado de Bello et al. (1984)	14
Figura 4.5: Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo em função da velocidade superficial do gás. Adaptado de Van Benthum et al. (1999a)	16
Figura 4.6: Influência da concentração e massa específica dos sólidos sobre a fração volumétrica de gás em função do diâmetro do orifício do injetor e da vazão de ar. Adaptado de Freitas et al. (2000)	18
Figura 4.7: Efeito da concentração e massa específica dos sólidos para três diâmetros de orifício – (a) sólidos de baixa massa específica; (b) sólidos de alta massa específica. Adaptado de Freitas et al. (2000)	19
Figura 4.8: Curvas de K_La dos trabalhos citados no Quadro 4.1. Adaptado de Bello et al. (1984)	21
Figura 4.9: Valores de K_La em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Dados obtidos por Bello et al. (1984) em modelos de circulação externa. Adaptado de Bello et al. (1984)	22
Figura 4.10: Valores de K_La em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Dados obtidos por Bello et al. (1984) em reatores de tubos concêntricos. Adaptado de Bello et al. (1984)	22
Figura 4.11: Representação esquemática da Teoria do Filme. Adaptado de Cussler (1997)	24
Figura 4.12: Representação esquemática da Teoria da Penetração. Adaptado de Cussler (1997)	25
Figura 4.13: Representação esquemática da Teoria da Renovação da Superfície. Adaptado de Cussler (1997)	27
Figura 4.14: Biofilme aderido a uma partícula sólida. Fonte: Nicoletta et al. (2000b)	50

Figura 4.15: Representação esquemática de um biofilme. Adaptado de Von Sperling (1996b) por Gebara (2006)	52
Figura 4.16: Gradientes de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras. Adaptado de Lubberding (apud Von Sperling, 1996b) por Gebara (2006)	53
Figura 4.17: Estrutura do biofilme – (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato e das forças de atrito; (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades. Adaptado de Nicoletta et al. (2000b) por Gebara (2006)	54
Figura 4.18: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Completamente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)	55
Figura 4.19: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Parcialmente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)	55
Figura 4.20: Perfil de nitrogênio no interior do biofilme. Adaptado de Iwai e Kitao (1994) por Gebara (2006)	56
Figura 4.21: Efeito do diâmetro das partículas na concentração de biomassa. Adaptado de Heijnen et al.(1993)	57
Figura 4.22: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função da taxa de diluição. Adaptado de Heijnen et al. (1992)	59
Figura 4.23: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função do tempo de detenção hidráulica. Adaptado de Heijnen et al. (1992)	60
Figura 4.24: Efeito do tempo de detenção hidráulica no desenvolvimento do biofilme em reator <i>Biofilm Airlift Suspension</i> (BAS). Adaptado de Heijnen et al. (1992)	61
Figura 4.25: Efeito da velocidade sobre a concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al. (1981)	63
Figura 4.26: Efeito da espessura do biofilme na concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981)	64
Figura 4.27: Efeito do tamanho do meio na concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981)	64
Figura 4.28: Perfil do fluxo de oxigênio em biofilmes em função das espessuras e concentrações de acetato. Adaptado de Casey et al. (1999).	66
Figura 5.1: Detalhe do injetor de ar e do fundo do reator	68

Figura 5.2: Esquema de um reator R100	69
Figura 5.3: Representação esquemática dos equipamentos utilizados.	70
Figura 5.4: Detalhe da torneira para retirada de amostra do reator	71
Figura 5.5: (a) sonda instalada no reator e (b) condutivímetro de quatro canais.	73
Figura 5.6: Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador	74
Figura 5.7: Exemplo de procedimento para determinação do tempo de mistura	75
Figura 5.8: Distribuição normal na Curva de Gauss	76
Figura 5.9: Exemplo da tela após execução do programa	79
Figura 5.10: Esquema para cálculo da expansão do leito (Fonte: Dall'Aglio Sobrinho et al., 2000)	82
Figura 5.11: Esquema para cálculo da fração volumétrica de ar (Fonte: Ruggeri Júnior, 2002)	83
Figura 6.1: Oxigênio dissolvido em função do tempo para vazão de ar de 1000 l/h no reator R100 em meio bifásico e sua curva ajustada	88
Figura 6.2: Valores de $K_{La_{20}}$ obtidos em meio bifásico	89
Figura 6.3: Valores de z em função da velocidade superficial do gás obtidos para meio bifásico	91
Figura 6.4: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da velocidade superficial de ar para meio bifásico	93
Figura 6.5: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) em função da velocidade superficial de ar para meio bifásico	94
Figura 6.6: Proporção de oxigênio disponível no ar injetado transferido ao meio (SOTE) em função da velocidade superficial de ar para meio bifásico	95
Figura 6.7: Velocidade do líquido nos tubos interno e externo	96
Figura 6.8: Resultado do ensaio de traçadores para o tubo de subida do R100 com vazão de ar igual a 500 l/h	97
Figura 6.9: Resultado do ensaio de traçadores para o tubo de descida do R100 com vazão de ar igual a 1500 l/h	99
Figura 6.10: Vazão de líquido nos tubos interno e externo calculada a partir de resultados experimentais	100
Figura 6.11: Fração volumétrica de ar nos tubos interno e externo	102

Figura 6.12: Registro do momento em que parte das bolhas é transportada para o tubo externo	103
Figura 6.13: Fração volumétrica de ar no tubo externo em função da velocidade de descida do líquido	105
Figura 6.14: Comparação entre a fração volumétrica de ar experimental e a calculada pela relação de Lu et al. (1995) para o tubo interno em meio bifásico	107
Figura 6.15: Comparação entre a fração volumétrica de ar experimental e a calculada pela relação de Lu et al. (1995) para o tubo externo em meio bifásico	107
Figura 6.16: Fração volumétrica de ar do tubo interno multiplicada pela relação A_e/A_i em função da velocidade superficial de ar	108
Figura 6.17: Fração volumétrica de ar do tubo externo multiplicada pela relação A_e/A_i em função da velocidade superficial de ar	109
Figura 6.18: Fração volumétrica de ar no tubo interno em função da velocidade de descida do líquido	110
Figura 6.19: Diferença entre ϵ_{gi} e ϵ_{ge} em função da velocidade superficial do ar	111
Figura 6.20: Velocidades de circulação do líquido em função da velocidade superficial de ar	112
Figura 6.21: Velocidade de circulação do líquido em função da diferença entre ϵ_{gi} e ϵ_{ge} para os reatores R100, R125 e R200	113
Figura 6.22: Teste de ajuste do modelo <i>Drift-flux</i> proposto por Zuber e Findlay (1965)	114
Figura 6.23: Razão entre ϵ_i e ϵ_e calculadas pela equação da continuidade e medidas experimentalmente em função da vazão de ar injetada no sistema	116
Figura 6.24: Perda de carga em função da vazão de ar injetada no sistema	117
Figura 6.25: Resultado do ensaio da sonda inferior do tubo de subida do R125 a vazão de ar 300 l/h	118
Figura 6.26: Tempos de circulação em função da velocidade superficial do ar	119
Figura 6.27: Tempo de mistura em função da velocidade superficial do ar	120
Figura 6.28: Número de ciclos para mistura em função da velocidade superficial do ar	121
Figura 6.29: Coeficiente de dispersão longitudinal do reator em função da vazão de ar aplicada para o tubo de descida do R100	124

Figura 6.30: Comparação da média aritmética dos valores de $K_L a_{20}$ obtidos entre os reatores R100 e R125 em meio trifásico	126
Figura 6.31: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da velocidade superficial de ar para meio trifásico	128
Figura 6.32: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) em função da velocidade superficial de ar para meio trifásico	129
Figura 6.33: Proporção de oxigênio disponível no ar injetado transferido ao meio (SOTE) em função da velocidade superficial de ar para meio trifásico	130
Figura 6.34: Valores de $K_L a_{20}$ obtidos em função da concentração de areia	132
Figura 6.35: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da concentração de areia	133
Figura 6.36: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) em função da concentração de areia	134
Figura 6.37: Proporção de oxigênio disponível no ar injetado transferido ao meio (SOTE) em função da concentração de sólidos	135
Figura 6.38: Velocidade do líquido nos tubos de subida e de descida em função da concentração de areia	136
Figura 6.39: Fração volumétrica de ar nos tubos de subida e de descida em função da concentração de areia	137
Figura 6.40: Comparação entre a fração volumétrica de ar experimental e a calculada pela relação de Lu et al. (1995) em meio trifásico	138
Figura 6.41: Tempo de mistura em função da concentração de areia	139
Figura 6.42: Número de ciclos para mistura em função da concentração de areia	140

LISTA DE QUADROS

Quadro 4.1: Dados de trabalhos com reatores de tubos concêntricos. Fonte: Bello et al. (1984)	21
Quadro 4.2: Valores de $K_L a$ em função da velocidade superficial do ar. Fonte: Lertpocasombut (1991)	23
Quadro 4.3: Estágios da formação do biofilme. Fonte: Iwai e Kitao (1994)	51
Quadro 5.1: Características geométricas dos reatores.	70
Quadro 6.1: Velocidades superficiais de ar e potência inserida para vazões de ar utilizadas	86
Quadro 6.2: Comparação entre os resultados experimentais e calculados pela equação de Moo-Young et al. para o tempo de mistura	123

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

ASCE	American Society of Civil Engineers
BAS	Biofilm Airlift Suspension
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
MABR	Membrane-Aerated Biofilm Reactor
OD	Oxigênio dissolvido
PVC	Policloreto de vinila
R100	Reator em escala reduzida com diâmetro externo de 250 mm e interno de 100 mm utilizado na presente pesquisa.
R125	Reator em escala reduzida com diâmetro externo de 250 mm e interno de 125 mm utilizado na presente pesquisa.
R150	Reator em escala reduzida com diâmetro externo de 250 mm e interno de 150 mm utilizado na presente pesquisa.
R200	Reator em escala reduzida com diâmetro externo de 250 mm e interno de 200 mm utilizado na presente pesquisa.
RAFA	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
A	Área total da seção do reator
A_i, A_e	Área do tubo interno e externo
A_e/A_i	Razão entre a área externa e a área interna do tubo
a	Área superficial na interface gás-líquido
c	Constante
C_∞	Concentração de saturação de oxigênio dissolvido
$C_\infty 20$	Concentração de saturação de oxigênio dissolvido a 20°C
C_0	Concentração de oxigênio no tempo $t=0$
C_o	Parâmetro de distribuição de bolhas no reator
C_{ns}	Concentração nominal de sólidos
C_s	Concentração de saturação de oxigênio

$C_{s\ 20}$	Valor tabelado da concentração de oxigênio dissolvido a 20°C, pressão padrão de 1atm e 100% de umidade relativa
C_{st}	Valor tabelado da concentração de oxigênio dissolvido a temperatura do teste, a uma pressão total padrão de 1atm e 100% de umidade relativa
d_B	Diâmetro da bolha
d_s	Diâmetro da partícula sólida
$D_{g/l}$	Difusividade do gás no líquido
D_i, D_e	Diâmetro do tubo interno
D_L	Coefficiente de dispersão longitudinal do reator
e_i	Expansão do leito
E	Energia inserida no sistema
E_F	Energia dissipada devido ao fluxo
E_S	Energia dissipada na interface gás-líquido
E_W	Energia dissipada devido ao movimento turbulento
F	Fator de atrito
G	Aceleração gravitacional
H	Altura da coluna do líquido
H_i	Altura efetiva do tubo interno
J	Velocidade superficial da mistura
K	Constante adimensional
K_B	Coefficiente de perda de carga na base do reator
K_T	Coefficiente de perda de carga no topo do reator
K_f	Coefficiente de atrito
K_{fi}, K_{fe}	Coefficiente de atrito no tubo interno e externo
$K_L a$	Coefficiente global de transferência de oxigênio
$K_{La\ 20}$	Coefficiente global de transferência de oxigênio a 20°C
ΔL	Distância do percurso do traçador na passagem entre as sondas
L	Comprimento da mancha
L_1, L_2	Comprimento da mancha na primeira e segunda passagens pela sonda respectivamente
L_i, L_e	Comprimento do tubo interno e externo
M	Fração de área do tubo interno ($m = A_i/A$)

N	Número de ciclos para mistura completa
N	Parâmetro do perfil de velocidade do líquido
Δp_f	Parâmetro que representa as forças resistivas ao escoamento
Δp_g	Parâmetro que representa a força motriz para o escoamento
P_1	Pressão absoluta antes da compressão
P_2	Pressão absoluta depois da compressão
P_{at}	Pressão atmosférica
P_b	Pressão barométrica durante o teste
O_s	Pressão barométrica padrão de 1 atm
P_M	Pressão para a injeção de ar
Pot	Potência inserida no sistema
Q_{ar}	Vazão de ar injetada
Q_L	Vazão do líquido
R	Constante do gás
Re	Número de Reynolds
S	Taxa relativa de renovação da superfície
SAE	Standard Aeration Efficiency
SOTE	Standard Transfer Efficiency as a Fraction
SOTR	Standard Oxygen Transfer Rate
T	Temperatura durante a realização do ensaio
T_1	Temperatura antes da compressão
T_1, t_2, t_3, t_4	Intervalos de tempo
t_d	Tempo de duração da passagem da mancha pela sonda
t_{d1}, t_{d2}	Tempo de duração da mancha na primeira e segunda passagens pela sonda respectivamente
t_m	Tempo de mistura
t_p	Intervalo de tempo entre as duas passagens do traçador pela sonda
t_r	Tempo de renovação da superfície
U_b	Velocidade relativa das bolhas
U_g	Velocidade superficial do ar
U_L	Velocidade superficial do líquido
U_s	Velocidade de deslocamento do gás
U_{si}, U_{se}	Velocidade de deslocamento do gás no tubo interno e externo

U_{ss}	Velocidade do grupo de partículas sólidas
U_{ssi}, U_{sse}	Velocidade de deslocamento das partículas sólidas no tubo interno e externo
u_t	Velocidade de sedimentação das partículas sólidas
$u_{t\infty}$	Velocidade terminal de sedimentação das partículas sólidas
Vol	Volume total do reator
Vol_g	Volume do gás
Vol_{gi}, Vol_{ge}	Volume de gás no tubo interno e externo
Vol_L	Volume do líquido
Vol_s	Volume do sólido
Vol_{si}, Vol_{se}	Volume de sólidos no tubo interno e externo
V_{gi}, V_{ge}	Velocidade absoluta do gás no tubo interno e externo
V_L	Velocidade do líquido
V_{Li}, V_{Le}	Velocidade do líquido no tubo interno e externo
V_{LC}	Velocidade média do líquido na região próxima à parede do tubo
V_{LO}	Velocidade do líquido no eixo longitudinal da coluna
V_{si}, V_{se}	Velocidade absoluta do sólido no tubo interno e externo
α	Parâmetro relacionado ao fluxo bifásico
χ_i, χ_e	fração de sólidos no tubo interno e externo
δ	Espessura do filme líquido
ε_g	Fração volumétrica de ar
$\varepsilon_{gi}, \varepsilon_{ge}$	Fração volumétrica de ar no tubo interno e externo
ε_L	Fração volumétrica do líquido
$\varepsilon_{Li}, \varepsilon_{Le}$	Fração volumétrica do líquido no tubo interno e externo
ε_s	Fração volumétrica de sólidos
ε_s^0	Fração volumétrica inicial de sólidos
$\varepsilon_{si}, \varepsilon_{se}$	Fração volumétrica de sólidos no tubo interno e externo
γ_M	Peso específico da mistura
γ_L	Peso específico no piezômetro
H	Índice de vazios
θ	Fator empírico de correção de temperatura
ρ	Massa específica da mistura pseudo-homogênea

ρ_g	Massa específica do gás
ρ_i, ρ_e	Massa específica da mistura pseudo-homogênea no tubo interno e externo
ρ_L	Massa específica do líquido
ρ_s	Massa específica dos sólidos
τ	Fator de correção de temperatura
μ_i, μ_e	Viscosidade aparente da mistura pseudo-homogênea no tubo interno e externo
μ_L	Viscosidade do líquido
σ	Desvio padrão
Ω	Fator de correção de pressão
ν	Viscosidade cinemática
ξ	Dissipação turbulenta de energia

ARAUJO, L. S. (2008). *Influência da relação entre diâmetros no comportamento hidrodinâmico de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos*. Ilha Solteira. 156 p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

RESUMO

O reator aeróbio de leito fluidizado com circulação apresenta características que permitem efetuar o tratamento em apenas uma etapa. O uso deste reator torna-se atraente devido à possibilidade de mantê-lo com uma alta concentração de biomassa ativa, propiciando seu porte compacto, consequência do reduzido período de detenção hidráulica. A eficiência do biofilme no tratamento depende das condições hidrodinâmicas do reator, uma vez que sua espessura pode ser alterada de acordo com a velocidade de circulação, e a transferência de oxigênio através de suas camadas depende da vazão de ar injetada no sistema. O trabalho propôs-se a investigar a influência da relação entre diâmetros dos tubos concêntricos em quatro configurações, mantendo o diâmetro externo constante e igual a 250 mm e alterando o diâmetro interno entre 100, 125, 150 e 200 mm, proporcionando relações A_e/A_i iguais a 5,25; 3,00; 1,78 e; 0,56, respectivamente. O tubo interno possui 2,22 m e é posicionado 0,05m acima do fundo do reator. A altura estática da coluna de fluido foi 2,35 m. Os ensaios hidrodinâmicos – velocidade do líquido, fração volumétrica de ar, tempo de mistura – e os de transferência de oxigênio foram realizados para vazões de ar até 2500 l/h em meio bifásico e em meio trifásico com concentrações de areia iguais a 30, 70, 100 e 150 g/l. O diâmetro interno de 125 mm foi o mais eficiente na indução de velocidade de circulação do líquido. A fração volumétrica de ar aumentou com o aumento do diâmetro interno para mesmas velocidades superficiais de ar, com exceção do menor diâmetro, o qual apresentou comportamento diferenciado dos demais. O reator com diâmetro interno de 150 mm apresentou maiores valores de $K_L a$ para as mesmas vazões de ar. Observou-se que a adição de sólidos causou um decréscimo da velocidade do líquido e da fração volumétrica de ar, bem como da transferência de oxigênio. Equacionamentos hidrodinâmicos encontrados na literatura mostraram-se de aplicabilidade limitada, evidenciando a necessidade de relações mais abrangentes para este tipo de reatores. Um modelo matemático para transferência de massa foi ajustado com sucesso para as diversas relações A_e/A_i utilizadas no trabalho.

Palavras-chave: leito fluidizado, reator aeróbio, hidrodinâmica, transferência de oxigênio.

ARAUJO, L. S. (2008). *Influência da relação entre diâmetros no comportamento hidrodinâmico de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos*. Ilha Solteira. 156 p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

ABSTRACT

Aerobic internal-loop airlift reactor has some characteristics that allow wastewater treatment in a single stage. The attraction in the using of this kind of reactor is mainly because of its capacity of maintaining a high active biomass concentration into it, which induces its small structure, in a consequence of its small hydraulic detention time. The biofilm efficiency in the treatment depends on reactor's hydrodynamic conditions. The structure of the biofilm and the oxygen transfer into its layers is affected by the liquid velocity induced by the air flow rate. This work proposed an investigation about the influence of the diameter of the concentric tubes, using four geometric configurations. The model had a 250 mm external tube and the inner draft tube with diameters of 100, 125, 150 and 200 mm, which means A_D/A_R equals to 5.25, 3.00, 1.78 and 0.56, respectively. The draft tube's height was 2,22 m and was positioned 0,05 m above the bottom of the reactor. The static fluid height was 2,35 m. The hydrodynamic tests – liquid velocities, gas hold up, mixture time – and the oxygen transfer tests were conducted for two and three-phase systems, with variable air flow rate up to 2500 l/h. The solid phase concentrations used were 30, 70, 100 and 150 g/l. The 125 mm reactor was the most efficient in inducing the liquid circulation velocity. The gas hold up increased with the increasing of the draft tube diameter, for same superficial gas velocities, excepting the 100 mm, which showed a different behavior. The 150 mm reactor presented the highest values for $K_L a$ for the same air rate. It was noticed that the solids addition decreased the liquid velocity, gas hold up and oxygen transfer. Hydrodynamics equations found in literature showed a limited applicability, evidencing the necessity of relations capable to reach the most different configuration for this kind of reactor. A mass transfer mathematic model was successfully adjusted for the different A_D/A_R used in this work.

Key-words: fluidized bed, aerobic reactor, hydrodynamic, oxygen transfer.

1. INTRODUÇÃO

Os objetivos do tratamento biológico de águas residuárias, segundo Metcalf e Eddy (1991), são coagular e remover sólidos coloidais não-sedimentáveis e estabilizar a matéria orgânica. Para esgoto doméstico, o principal objetivo é reduzir o conteúdo orgânico e, em muitos casos, os nutrientes como nitrogênio e fósforo.

Atualmente, existem diversas técnicas para o tratamento de esgoto, capazes de remover muitas das impurezas nele presentes. Todavia, tanto no tratamento aeróbio, quanto no tratamento anaeróbio podem ser notadas certas deficiências.

O tratamento aeróbio convencional, de maneira geral, necessita de grandes áreas para sua implantação, o que requer alto investimento financeiro inicial. Por outro lado, o tratamento anaeróbio, apesar do baixo custo de operação, emite maus odores além de, na maioria das vezes, não conseguir por si só atender aos padrões de lançamento, necessitando, assim, de um pós-tratamento.

Mesmo assim, diversas estações de tratamento de esgoto (ETE's) têm implantado sistemas anaeróbios em seus processos, dentre os quais, os mais usuais são os reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) e as lagoas anaeróbias.

Os reatores UASB (ou RAFA), conforme Jordão e Pessoa (1995), têm sido projetados para tempos de permanência da ordem de 6 horas com eficiência na remoção de Demanda Química de Oxigênio (DQO) de até 70%. Esta remoção, no

entanto, não é suficiente para atender aos padrões de lançamento, o que sugere, então, que se insira um pós-tratamento, geralmente aeróbio.

As lagoas anaeróbias, por sua vez, são em sua grande maioria associadas a lagoas facultativas em virtude da dificuldade de satisfazer parâmetros de lançamento restritivos. Além disto, elas necessitam de grandes áreas para ocupação e apresentam uma eventual necessidade de elevatórias de recirculação do efluente para controle de maus odores, o que encarece sua implantação, manutenção e operação (VON SPERLING, 1996a).

Em razão das desvantagens de processos anaeróbios, principalmente a ineficiência na remoção de matéria carbonácea, os sistemas aeróbios são amplamente utilizados.

Os sistemas de lodos ativados, segundo Von Sperling (1996a), apesar da alta eficiência na remoção de DBO, apresentam elevados custos de implantação, de operação e de consumo de energia, elevado índice de mecanização e a necessidade de tratamento completo do lodo e de sua disposição final.

As lagoas de estabilização, como por exemplo, as lagoas facultativas e lagoas aeradas, que apresentam seu processo baseado nos princípios do tratamento aeróbio, têm, do mesmo modo, algumas desvantagens no seu processo. Embora removam satisfatoriamente a DBO e tenham sua construção, operação e manutenção consideradas simples, apresentam a necessidade de terrenos grandes – o que não é viável em muitas situações –, têm dificuldade em satisfazer padrões mais rigorosos de lançamento e mostram uma performance variável em função das condições climáticas (VON SPERLING, 1996a).

Desta maneira, torna-se fundamental o surgimento de técnicas que busquem aliar custos acessíveis de implantação e operação com um benefício em termos qualitativos e quantitativos. Assim, os sistemas compactos para o tratamento de águas residuárias podem ser a resposta a esses problemas.

De tal modo, os reatores aeróbios de leito fluidizado surgem nesse cenário de maneira muito sugestiva. Estes reatores apresentam potencial para possibilitar, em uma única etapa, a remoção de material carbonáceo e nutrientes, além de poderem ser alocados de forma descentralizada, como, por exemplo, em condomínios e loteamentos.

Os reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação têm como princípio o tratamento biológico em condições estritamente aeróbias. Estes reatores são compostos por dois tubos concêntricos nos quais o efluente circula devido à injeção de ar na parte inferior do tubo interno.

Nesse sistema, a biomassa cresce aderida ao meio suporte formando um biofilme, sendo mantida uma grande concentração dessas partículas em circulação. No biofilme, os compostos necessários para o desenvolvimento bacteriano, como matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes, são adsorvidos à superfície; após a aderência eles são transportados através do biofilme por meio de mecanismos de difusão, onde são metabolizados pelos microrganismos.

A grande vantagem do sistema proposto é a possibilidade de manter no reator uma alta concentração de biomassa ativa, propiciando porte compacto, consequência do período de detenção hidráulica.

2. OBJETIVOS

O objetivo principal deste trabalho foi verificar experimentalmente os efeitos proporcionados em função de alterações geométricas – basicamente relações de diâmetro entre os dois tubos concêntricos do sistema – nas características hidrodinâmicas de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação, a partir de reatores em escala reduzida.

Especificamente, foram estudados experimentalmente: a vazão de ar injetada necessária para manter os sólidos em suspensão; o coeficiente de transferência de oxigênio; a fração volumétrica de ar; a velocidade de circulação e; tempos de mistura.

Além disso, foram testadas relações empíricas propostas na literatura para previsão de parâmetros hidrodinâmicos e de transporte de massa, principalmente expansão do leito, características de mistura e coeficiente global de transferência de oxigênio, para verificar sua aplicabilidade às condições geométricas abrangidas no trabalho.

Com as informações sobre a hidrodinâmica levantadas neste trabalho, pretende-se contribuir para a busca de uma relação ideal entre as dimensões dos tubos desse reator, para que sejam viáveis em aspectos funcionais e econômicos.

3. JUSTIFICATIVA

O reator de leito fluidizado com circulação pode se tornar uma alternativa ainda mais eficaz para o tratamento de efluentes, principalmente domésticos. Isto por ser um reator compacto e que possibilita a remoção da carga orgânica e de nutrientes como nitrogênio e fósforo, em apenas uma etapa. Além disto, seu reduzido tempo de detenção hidráulica torna a utilização destes reatores ainda mais viável e atraente.

A eficiência desses reatores depende fundamentalmente do crescimento e do desempenho de uma camada de biofilme aderida ao meio suporte, o qual proporcionará a remoção das impurezas presentes no esgoto. Este biofilme, de acordo com Hagedorn-Olden et. al. (1994) é composto por uma zona aeróbia – localizada em uma camada mais externa –, e uma zona anóxica-anaeróbia, situada na camada mais interna, próxima ao material suporte.

A ocorrência desse fenômeno nesse tipo de reator pode apresentar variações de acordo com a relação A_e/A_i – razão entre a sua área de descida (externa) e sua de subida (interna) – em função das diferentes velocidades em cada etapa. De tal forma, para que seja possível um estudo das características hidrodinâmicas do reator, propõe-se o estudo de quatro diferentes relações de diâmetros dos tubos.

Além disto, a relação A_e/A_i é fundamental para que este reator apresente baixo custo de operação, uma vez que um tubo interno com diâmetro menor possibilita que seja utilizada uma vazão de ar também menor para se atingir uma mesma velocidade de

circulação, obtendo-se, assim, uma redução da energia requerida pelo sistema na injeção de ar. No entanto, esta quantidade reduzida de ar pode não ser suficiente para transferir oxigênio ao líquido em forma de oxigênio dissolvido, o que acarretaria uma diminuição da eficiência do tratamento.

Apesar de alguns estudos na área terem sido realizados, como os trabalhos de Rufato (2005) e Gebara (2006), percebe-se que este tipo de reator ainda necessita de ajustes hidrodinâmicos. Assim, a necessidade de um estudo ainda mais direcionado a estes aspectos se faz presente, sendo de fundamental importância para que se obtenha uma maior eficiência do sistema e para que ele seja capaz de funcionar como um reator de estrutura física compacta.

4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

4.1. Leitos fluidizados

O processo de fluidização ocorre quando um leito fixo de partículas sólidas é suspenso por uma corrente ascendente de gás ou de líquido. De acordo com Cunha e Sobral (2005), à medida que uma maior taxa de escoamento de fluido passa através do leito fixo, o arrasto sobre as partículas aumenta até que em um determinado ponto o mesmo é equilibrado pelo peso líquido da fase particulada. Um aumento subsequente da taxa de escoamento causará uma expansão do leito, gerando uma configuração de partículas livres e com alta mobilidade, suspensas em uma região de escoamento, chamada de leito fluidizado (CUNHA e SOBRAL, 2005).

No entanto, o meio passa pelos estágios de leito fixo, leito expandido e de fluidização incipiente, ou mínima, antes de o arrasto igualar ou ultrapassar o valor do peso das partículas. Na fluidização mínima, a queda de pressão entre duas seções do leito provoca uma força ascendente que é igual ao peso do volume do fluido e das partículas contidas entre as duas seções. Estas situações são apresentadas na Figura 4.1, itens (a) e (b).

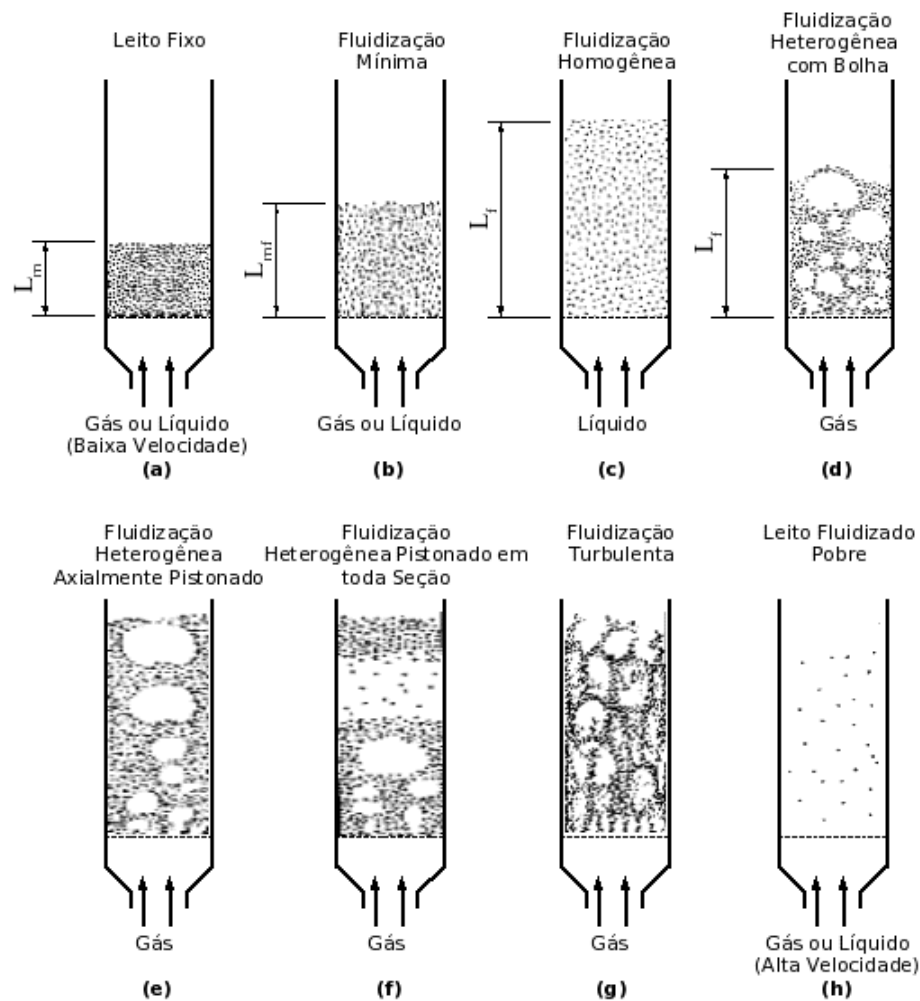


Figura 4.1: Formas de fluidização do leito. Adaptado de Levenspiel e Kunni (1991)

A partir do estágio de fluidização incipiente, com o aumento da velocidade do fluxo, o leito passa por vários estágios de fluidização, também apresentados na Figura 4.1. Um estágio homoganeamente fluidizado pode desenvolver-se (c), ou o leito pode apresentar heterogeneidades, definindo um leito fluidizado heterogêneo ou agregado.

A não uniformidade de comportamento do leito fluidizado pode manifestar-se na forma de bolhas (d), escoamento axialmente pistonado (e), pistonado em toda a seção transversal (f) e de fluidização turbulenta (g). Com um acréscimo ainda maior de velocidade de fluxo, as partículas começam a ser arrastadas em grande quantidade pelo fluxo ascendente, atingindo-se a fase de leito fluidizado pobre (h).

Os principais fatores que influenciam a forma em que ocorre a fluidização de um leito são o tamanho e a distribuição de tamanho dos sólidos e a relação entre as densidades do fluido e do sólido. Normalmente sistemas sólido-líquidos fluidizam mais homoganeamente, enquanto que sistemas sólidos-gases exibem maior grau de heterogeneidade.

Os modelos de contato convencionais entre fluidos e sólidos buscam reproduzir as condições de escoamento pistonado ideal para permitir melhor controle e uniformidade do processo. Todavia, este não é o caso dos leitos fluidizados, pois os sólidos podem ser mais bem representados por um escoamento com mistura completa, enquanto que o fluido segue um padrão de fluxo intermediário, de difícil descrição. Uma vez que o contato adequado entre as fases é essencial, a caracterização dos leitos fluidizados pode tornar-se um problema difícil. Desta forma, o desenvolvimento de métodos satisfatórios para prever o padrão de comportamento tornou-se uma importante área de pesquisa em leitos fluidizados.

Por outro lado, o leito fluidizado oferece as vantagens de permitir uma operação automática contínua facilmente controlada, com condições isotérmicas devido à grande mistura dos sólidos. Além disso, o volume do reator, com conteúdo bem misturado, apresenta uma grande inércia e grandes tempos de detenção celular, respondendo lentamente às mudanças nas condições de operação. O processo é adequado para operação em larga escala e fornece grandes taxas de transferência entre o fluido e as partículas sólidas, quando comparado a outros meios de contato.

4.2. Regime de circulação de bolhas

Vários autores têm observado a ocorrência de diferentes regimes de circulação de gás. Siegel et al. (apud van Benthum et al., 1999a) descrevem a existência desses regimes e sua dependência sobre a zona de separação gás-líquido e da velocidade do líquido no tubo externo (ou tubo de descida).

Heijnen et al. (apud van Benthum et al., 1999a) descreveu a existência de três regimes nesse tipo de reator. A Figura 4.2 os apresenta em função da velocidade superficial do gás.

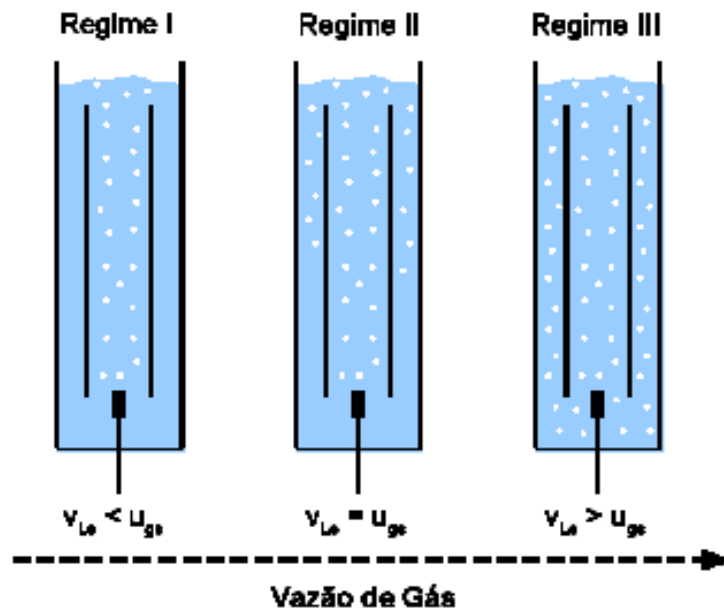


Figura 4.2: Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás. Adaptado de Heijnen et al. (1997) por Ruggeri Jr. (2002)

Por meio da Figura 4.2, podem-se visualizar os seguintes regimes com o aumento da vazão de gás:

Regime I: Não há presença de gás no tubo externo. Este efeito ocorre em baixas vazões de gás, onde a velocidade da fase líquida é insuficiente para carregar as bolhas para o tubo externo, ou seja, a velocidade do meio líquido é menor que a velocidade relativa das bolhas ($v_L < U_b$).

Regime II: Nesta fase ocorre a presença de bolhas de gás no tubo externo e este poderá estar parcialmente ou completamente preenchido pelas bolhas. As bolhas parecem estar estacionadas na coluna externa, não apresentando grandes deslocamentos dirigidos verticalmente para baixo. A velocidade de circulação da fase líquida é praticamente igual à velocidade relativa da bolha ($v_L = U_b$).

Regime III: Completa recirculação de gás. Todas as bolhas são levadas para o tubo externo caminhando por toda sua extensão e retornando novamente ao tubo interno. A velocidade do líquido é maior que a velocidade relativa das bolhas. Devido à recirculação das bolhas para o tubo interno, a quantidade de gás contida no tubo interno é maior que a injetada pelos borbulhadores ($V_L > U_b$).

4.3. Regime de circulação de sólidos

Aumentando-se a vazão de gás, três regimes distintos podem se desenvolver em relação ao comportamento dos sólidos: leito fixo, leito fluidizado e leito de completa suspensão e circulação dos sólidos.

No regime de leito fixo, o tubo interno comporta-se como uma coluna de bolhas e não há circulação do líquido no tubo externo, permanecendo, assim, estático. As partículas sólidas encontram-se totalmente depositadas na base do reator.

A condição de operação que deve ser satisfeita para a completa suspensão dos sólidos, ou seja, para que o reator opere no regime de fluidização, está representada pela Equação (4.1) (GARCIA-CALVO et al., 1999).

$$\varepsilon_g - \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \varepsilon_s^0 \geq 0 \quad (4.1)$$

Sendo,

ε_s^0 : fração volumétrica inicial de sólidos.

Nessa relação, para que ocorra a suspensão dos sólidos, a massa específica aparente no tubo interno (subida) deve ser menor ou igual à massa específica aparente no tubo externo (descida).

A distribuição inicial é decisiva na mudança de leito fixo para leito de circulação, por determinar a vazão de gás necessária para suspensão dos sólidos (Garcia-Calvo et

al., 1999). Aumentando a vazão até valores próximos ao mínimo necessário para a fluidização do leito, o valor da fração volumétrica inicial de sólidos corresponderá aos sólidos inicialmente sedimentados na base do tubo interno. Se a vazão de gás for menor que a velocidade mínima de fluidização, as partículas irão sedimentar. Alguns autores, como Heijnen et al. (1997), relatam que na partida dos reatores uma vazão de gás maior que a mínima é necessária para fluidizar o leito devido à resistência oferecida pelas partículas em função do arranjo entre elas.

No decréscimo da vazão de gás, de altos valores até uma vazão próxima da mínima necessária para a fluidização, a expansão no tubo interno deverá contrabalancear a diferença de sólidos no tubo externo e interno, de maneira a garantir que a massa específica no tubo interno seja menor ou igual à massa específica no tubo externo.

Reduzindo-se a vazão de gás a valores muito baixos, de maneira a provocar a sedimentação dos sólidos na base do reator, o valor da fração volumétrica inicial de sólidos deverá computar a diferença de sólidos no tubo interno e externo. Garcia-Calvo et al. (1999) calculam esta fração pela Equação (4.2).

$$\varepsilon_s^0 = \varepsilon_{si} - \varepsilon_{se} \quad (4.2)$$

Sendo,

ε_{si} : fração volumétrica de sólidos no tubo interno;

ε_{se} : fração volumétrica de sólidos no tubo externo.

Quando é atingido o estado de fluidização, a distribuição de sólidos muda com o aumento da vazão de gás. Os reatores começam a comportar-se como um sistema trifásico – sólido, líquido e gás.

A diferença entre o leito fluidizado e o leito de completa suspensão e circulação de sólidos é estabelecida pelo valor da velocidade do líquido. Quando a velocidade do líquido é maior ou igual à velocidade de sedimentação do sólido, as partículas começarão a circular pelo tubo externo e interno.

Reatores com uma baixa razão entre a área interna e externa mudam de leito fixo para leito de completa suspensão de sólidos diretamente (PETROVIC et al. apud GARCIA-CALVO et al., 1999).

A velocidade do líquido no leito, quando os sólidos encontram-se suspensos, é maior que a velocidade de sedimentação, satisfazendo a condição (4.3).

$$V_L \geq u_t \quad (4.3)$$

4.4. Efeito da relação entre a área do tubo externo e interno sobre a velocidade de circulação

No que diz respeito ao projeto dos reatores que utilizam o sistema *air-lift*, os aspectos geométricos podem apresentar forte influência no comportamento hidrodinâmico.

Alguns autores têm publicado trabalhos a respeito da relação entre a área externa/interna (A_e/A_i), na tentativa de controlar o comportamento hidráulico. Bello et al. (1984), investigaram a influência da relação A_e/A_i , em dois tipos de reatores, sendo um deles de circulação externa e o outro em tubos concêntricos. Pelas figuras 4.3 e 4.4 observam-se os resultados obtidos.

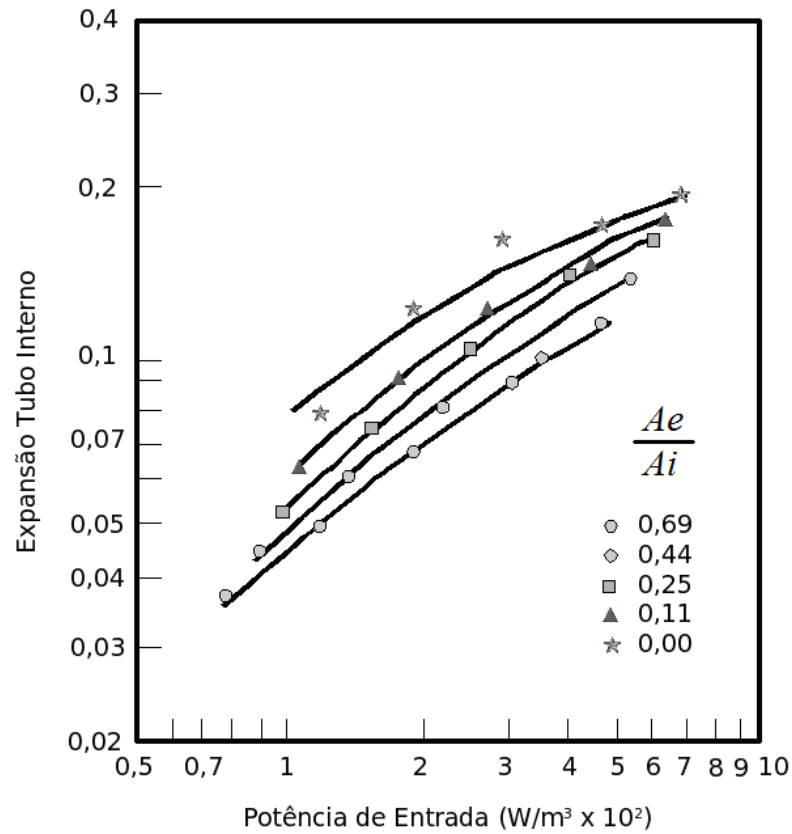


Figura 4.3: Expansão (fração de gás) no tubo interno em função da potência inserida. Adaptado de Bello et al. (1984)

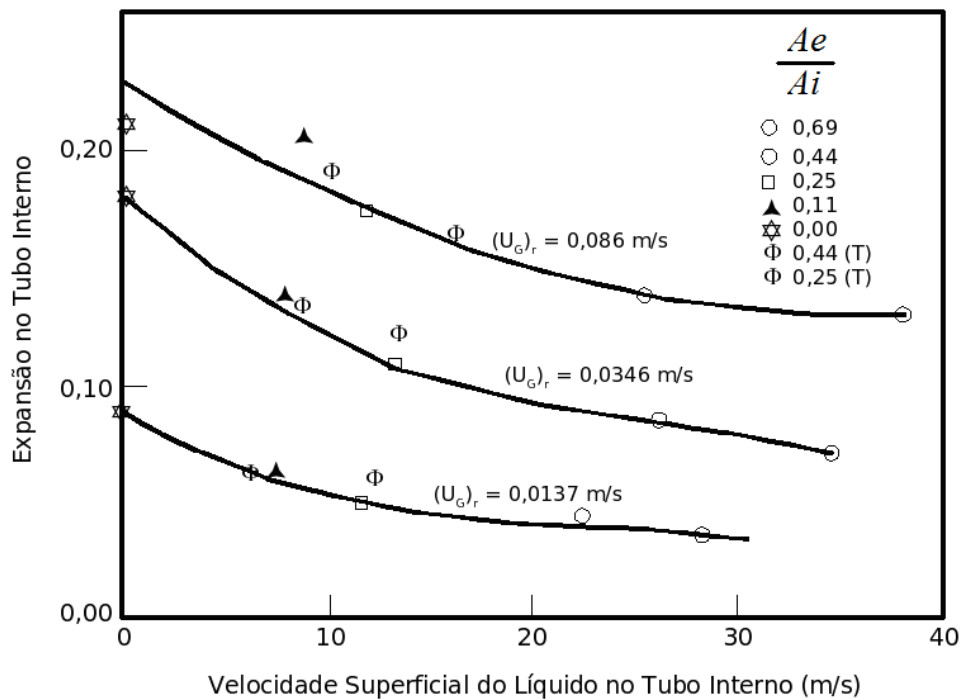


Figura 4.4: Variação da expansão (fração de gás) no tubo interno. Adaptado de Bello et al. (1984)

Uma significativa influência deste parâmetro é observada nas figuras 4.3 e 4.4. O aumento da velocidade de circulação apresentado nos resultados obtidos por Bello et al. (1984) é acompanhado pelo aumento da relação entre os diâmetros em reatores de circulação externa.

O acréscimo da velocidade explica a redução da fração de gás no tubo interno devido ao tempo de residência das bolhas ser cada vez menor à medida que a velocidade cresce.

Gravilescu e Tudose (1998) estudaram o efeito dessa relação entre diâmetros externo e interno sobre a fração de gás e a velocidade. Sua experimentação foi idealizada em um reator de tubos concêntricos e foi verificado que ocorria um aumento da força motriz para a circulação à medida que A_e/A_i aumentava, concordando com os resultados em reatores de circulação externa apresentados por Bello et al. (1984). Isto mostra que uma alteração da relação entre os diâmetros realmente possibilita o controle da hidráulica dos reatores.

4.5. Efeito da fração volumétrica de gás sobre a velocidade de circulação

A circulação do meio líquido ocorre devido à diferença entre as massas específicas existentes no tubo interno (subida) e no tubo externo (descida). Esta diferença está relacionada com a quantidade de gás retido no compartimento interno e no externo. Como a quantidade de gás no tubo interno é maior que no tubo externo, este se apresenta menos denso. Desta forma, uma circulação dirigida para baixo – movimento descendente – ocorrerá.

O conhecimento da relação entre a fração de gás no tubo externo/interno e a vazão de gás é importante, pois possibilita a determinação da velocidade de circulação do líquido e dos sólidos em um meio trifásico, bem como a expansão nestes reatores (VAN BENTHUM et al, 1999a, 1999b).

O comportamento da velocidade se altera em cada regime de circulação de bolhas. Van Benthum et al. (1999a, 1999b) descrevem que no regime I a velocidade do líquido no tubo externo aumenta rapidamente à medida que é aumentada a vazão de gás. Já no regime II, o tubo externo pode estar parcialmente ou inteiramente preenchido pelas bolhas de gás; quando o tubo se encontra parcialmente preenchido, forma-se uma cortina de gás, sendo que não há presença de bolhas abaixo desta cortina. Ao aumentar-se a vazão de gás, a cortina movimenta-se para baixo até ocupar todo o tubo externo, o que caracteriza o limite entre o regime II e regime III. No regime III a velocidade aumenta com o aumento da vazão de gás.

A Figura 4.5 mostra uma representação esquemática, segundo Van Benthum et al. (1999a), do comportamento da expansão no tubo externo e interno em função da vazão de gás.

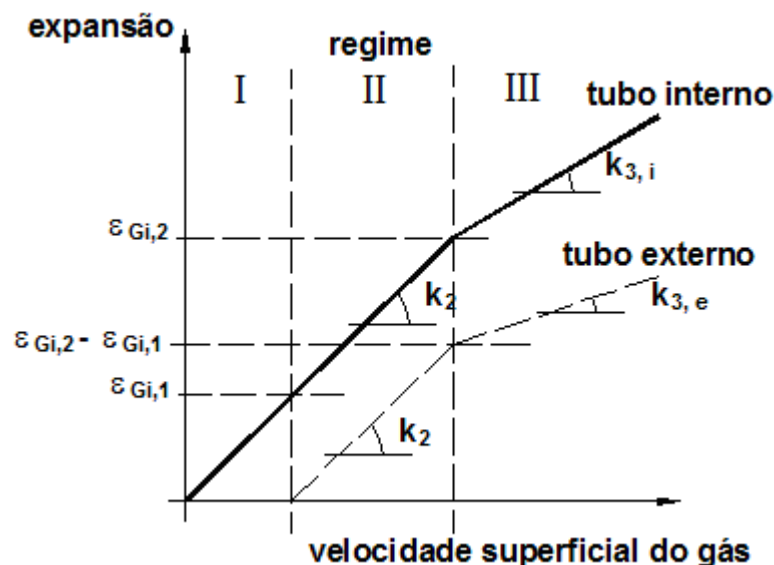


Figura 4.5: Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo em função da velocidade superficial do gás. Adaptado de Van Benthum et al. (1999a)

No regime I há gás apenas no tubo interno. O aumento da velocidade é explicado pelo aumento da diferença da fração volumétrica de gás entre o tubo interno e externo. Quando o regime II é atingido, a diferença permanece constante, existindo a tendência da velocidade a permanecer constante.

A mudança na declividade da reta observada na Figura 4.5 corresponde ao regime III ou regime heterogêneo, onde estão presentes bolhas de diversos tamanhos. As bolhas maiores tendem a apresentar uma velocidade de ascensão maior, diminuindo a fração de gás no tubo interno e dificultando sua entrada para o tubo externo, resultando no comportamento descrito pela figura. Este fato colabora, também, para que a fração de gás no tubo interno se desenvolva de forma muito mais rápida que no tubo externo.

Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001) observaram a existência desses regimes em um modelo reduzido de 2 metros de altura e diâmetro interno e externo de 50 e 100 milímetros. Adotando em seu experimento duas configurações, sendo uma na qual o tubo interno apresentava sua saída livre e a outra submersa ou pressurizada, Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001) notaram, no caso em que a saída não era pressurizada, a existência de um quarto regime, caracterizado como regime 0. Neste regime de funcionamento, os reatores assemelham-se a uma coluna de bolhas, largamente utilizada em processos industriais. A circulação do meio líquido é praticamente nula neste regime de operação.

A observação do comportamento da velocidade e das frações de gás são bons indicadores para identificar o regime em que os reatores estão operando. A abordagem hidrodinâmica ainda pode se tornar difícil em cada regime devido aos efeitos de escala. Heijnen et al. (1997) relata que pode ser complicado operar no regime de completa circulação de gás (regime III) em modelos reduzidos. Isto acaba impulsionando alguns autores a modelarem o regime III apenas em escalas maiores.

4.6. Efeito da concentração e da massa específica de sólidos sobre a velocidade de circulação

A introdução progressiva de sólidos nos reatores resulta em um significativo decréscimo da fração volumétrica de gás no tubo interno devido a uma redução da área de fluxo do gás e do líquido. A presença de sólidos ocasiona um aumento da coalescência pelo fato das bolhas apresentarem uma tendência de agregação na

região próxima ao eixo longitudinal com o acréscimo da concentração de sólidos, o que gera uma maior interação entre as mesmas (FREITAS et al., 2000).

De acordo com Freitas (op. cit.), a velocidade de circulação do líquido diminui com o aumento da massa específica dos sólidos em consequência dos efeitos citados no parágrafo anterior. Além disto, essa diminuição da fração volumétrica de gás faz com que a força responsável pela circulação do líquido no reator diminua em razão da redução da diferença de massa específica do meio nos tubos interno e externo. Nas figuras 4.6 e 4.7 observam-se os resultados encontrados por Freitas et al. (2000).

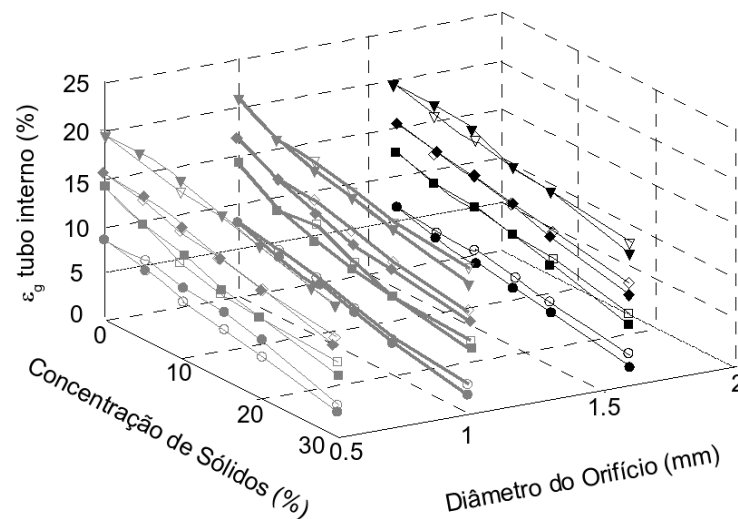


Figura 4.6: Influência da concentração e massa específica dos sólidos sobre a fração volumétrica de gás em função do diâmetro do orifício do injetor e da vazão de ar (2100 l/h: ○ - BME, ● - AME; 5300 l/h: □ - BME, ■ - AME; 8000 l/h: ◇ - BME, ◆ - AME; 11800 l/h: ▽ - BME, ▼ - AME): BME – baixa massa específica; AME – alta massa específica. Adaptado de Freitas et al. (2000)

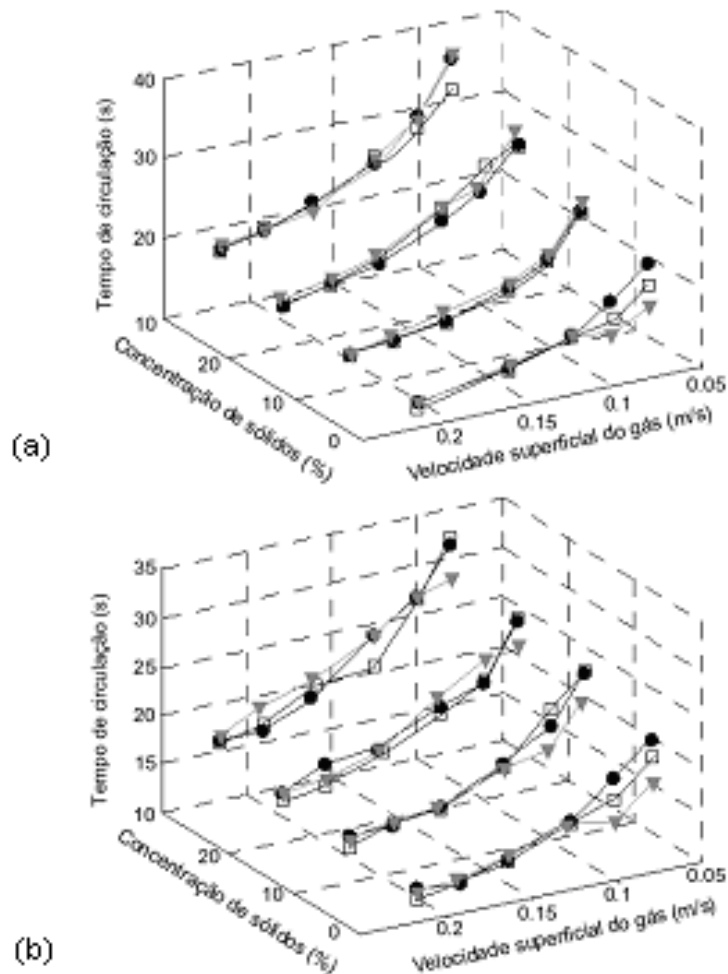


Figura 4.7: Efeito da concentração e massa específica dos sólidos para três diâmetros de orifício – (a) sólidos de baixa massa específica; (b) sólidos de alta massa específica (● - 1,6 mm; □ - 1,0 mm; ▼ - 0,5 mm). Adaptado de Freitas et al. (2000)

De acordo com Freitas et. al. (2000), o tempo de circulação é significativamente afetado apenas para baixas cargas de sólidos. Para grandes quantidades de sólidos, este tempo não apresenta um comportamento definido.

Um aumento na concentração de sólidos gera um tempo de circulação mais longo. Além disso, o acréscimo da densidade dos sólidos ocasiona uma diminuição do tempo de circulação, especialmente para baixas vazões de ar, enquanto para altas taxas de injeção de ar o efeito da densidade é desprezível.

Freitas e Teixeira (1997) observaram que a concentração e a massa específica dos sólidos teriam grande influência sobre a expansão, velocidade e tempo de mistura em experimentos conduzidos em reatores de tubos concêntricos, em contradição a

seus próprios resultados obtidos mais tarde, como pôde ser observado nas figuras 4.6 e 4.7.

4.7. Transferência de oxigênio

Em reatores aeróbios de leito fluidizado grande parte do ar injetado é requerida para manter o meio suporte em suspensão. Entretanto, ao se definir a quantidade de ar a ser injetada, deve-se considerar o oxigênio necessário para que os processos de oxidação da matéria orgânica e nitrogenada não sejam comprometidos. A quantidade de oxigênio transferido durante a injeção de ar, desta forma, torna-se um importante parâmetro de controle nestes dispositivos.

De acordo com Bishop e Zhang (1994), a transferência de massa está intimamente relacionada com a quantidade de oxigênio dissolvido na camada externa do biofilme. Em seu estudo, relatam que o acréscimo da carga orgânica, bem como da velocidade do fluido e da rugosidade da superfície do biofilme, diminuiria a resistência externa de transferência de massa.

A capacidade de um reator em transferir oxigênio para o meio é avaliada por diversos índices que são calculados a partir da determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio, $K_L a$.

Diversos autores têm publicado valores de $K_L a$ em várias geometrias de reatores de leito fluidizado por jatos de ar e alguns destes trabalhos relatam o efeito do comportamento hidrodinâmico para este parâmetro.

Bello et al. (1984), apresentaram um trabalho cujo foco principal em suas discussões era a hidrodinâmica e a transferência de massa em reatores de leito fluidizado em tubos concêntricos e paralelos. Este trabalho apresentou também uma revisão com vários resultados de $K_L a$ obtidos por outros autores.

O Quadro 4.1 apresenta alguns parâmetros geométricos de reatores com tubos concêntricos relatados na literatura e citados no trabalho de Bello et al. (1984).

Quadro 4.1: Dados de trabalhos com reatores de tubos concêntricos. Fonte: Bello et al. (1984)

Nº	Autor, ano	A_e/A_i	D_T ou D_c (m)	$H_n(H_n)$ (m)	Líquido	Tipo do injetor
1	El-Gabbani, 1977	0,29	0,095	1,65 (1,47)	Água	Ring sparger
2	Fukuda et. al., 1978	0,38 -1,67	0,20	1,82 (1,00)	Na_2SO_3	Perforated plates
4	Botton et. al., 1980	1,14	0,19	1,30	Na_2SO_3	Concentric-ring
		0,09	0,48	1,50	Na_2SO_3	3 Concentric rings
5	Hatch, 1973	1,12	0,30	2,80 (2,60)	Fermentation Medium	Ring
8	Sinclair e Ryder, 1975	3,00	0,15	0,23 (0,18)	Água	Concentric-ring

A Figura 4.8 apresenta os valores de $K_L a$ em função da potência de injeção de ar por unidade de volume dos reatores, obtidos experimentalmente pelos trabalhos citados no Quadro 4.1. Esta traz como identificação de cada curva os números dos respectivos trabalhos no Quadro 4.1.

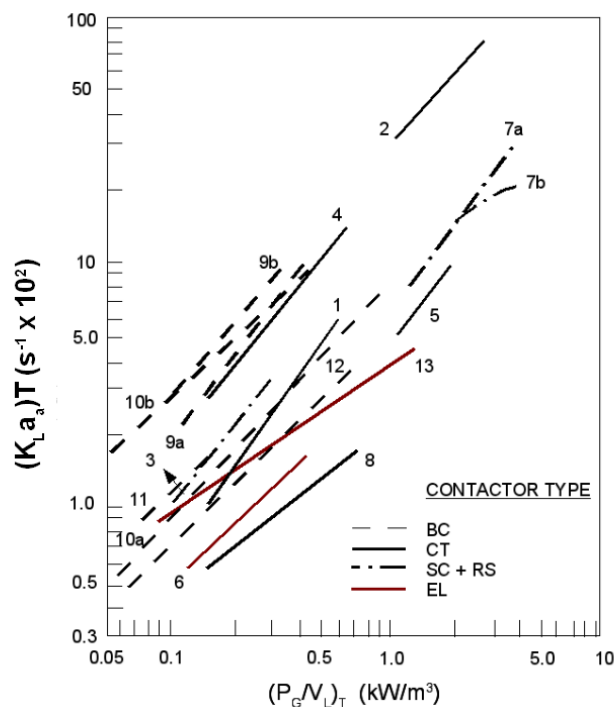


Figura 4.8: Curvas de $K_L a$ dos trabalhos citados no Quadro 4.1. Adaptado de Bello et al. (1984)

As figuras 4.9 e 4.10 apresentam valores de $K_L a$ em função da potência de injeção de ar por unidade de volume dos reatores para diversos A_e/A_i .

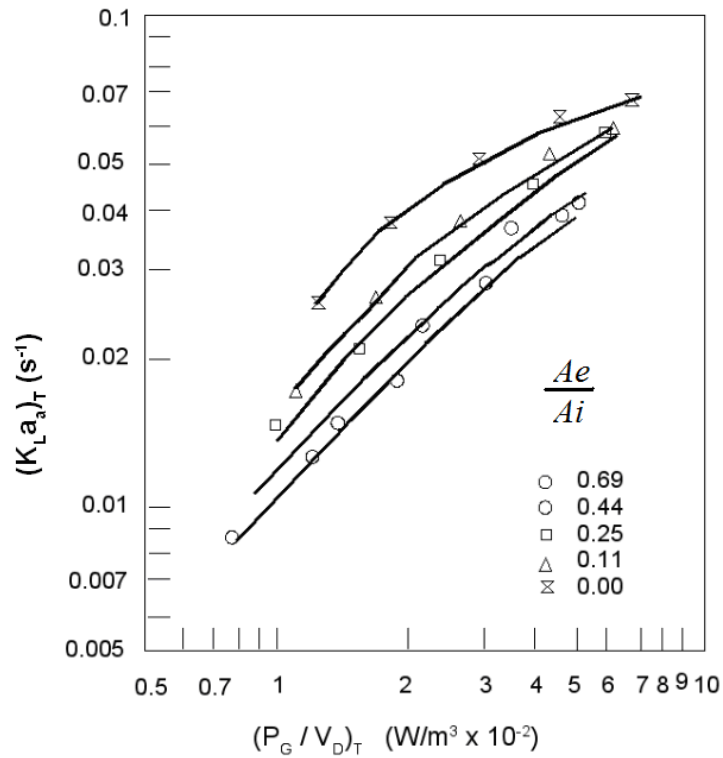


Figura 4.9: Valores de K_{La} em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Dados obtidos por Bello et al. (1984) em modelos de circulação externa. Adaptado de Bello et al. (1984)

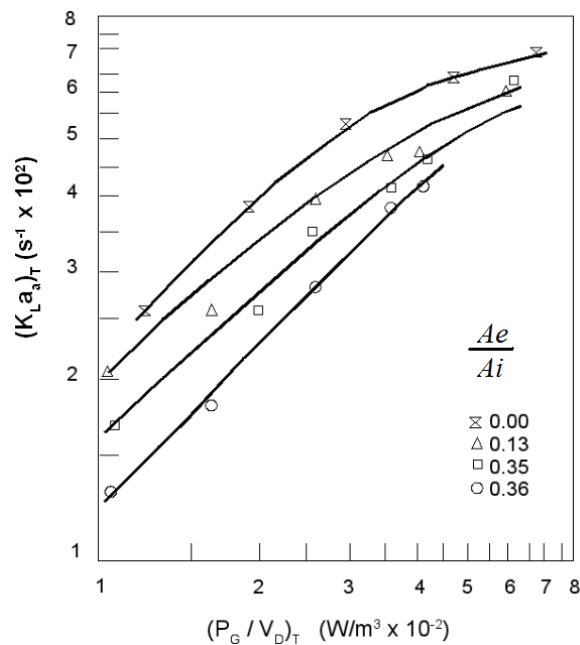


Figura 4.10: Valores de K_{La} em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Dados obtidos por Bello et al. (1984) em reatores de tubos concêntricos. Adaptado de Bello et al. (1984)

Os resultados apresentados na Figura 4.9 foram obtidos em modelos de recirculação por tubo externo com 1,80m de altura total e com quatro relações diferentes entre as

áreas de descida e subida, variando entre 0,11 e 0,69. A curva com relação nula entre as áreas refere-se a uma coluna de bolhas, ou seja, sem recirculação. A Figura 4.10 apresentou os resultados em função da potência injetada para reatores de tubos concêntricos, com circulação interna e 1,80m de altura. O Quadro 4.2 apresenta um resumo de valores de $K_L a$ em função da velocidade superficial do ar.

Quadro 4.2: Valores de $K_L a$ em função da velocidade superficial do ar. Fonte: Lertpocasombut (1991)

Referência	Velocidade Superficial do ar (cm/s)	$K_L a$ (s ⁻¹)	OBS
Lertpocasombut, 1991	0,16	0,0022	
	0,28	0,0040	
	0,53	0,0073	
Bigot, 1990	0,5	0,0100	Água limpa
	1,0	0,0200	Água limpa
	1,5	0,0300	Água limpa
	2,0	0,0350	Água limpa
	2,5	0,0500	Água limpa
Ryhiner et al., 1988	2,4	0,0650	Água limpa
	3,2	0,0250	
	4,1	0,0350	

Nedeltchev e Schumpe (2007) avaliaram o efeito dos sólidos na transferência de massa. Eles afirmam que este efeito no $K_L a$ é constituído de dois parâmetros distintos K_L e a . O K_L estaria relacionado a uma difusão do oxigênio no meio através de uma camada líquida envoltória da bolha com espessura variável e a é a área superficial das bolhas. Para os autores, partículas sólidas podem aumentar a frequência de renovação da superfície a baixas concentrações de sólidos a assim aumentar o K_L .

Nguyen-tien et al. (apud Nedeltchev e Schumpe, 2007) mediram valores de $K_L a$ numa coluna de bolhas variando a concentração e o diâmetro dos sólidos utilizando altas velocidades do líquido para fluidizar as partículas maiores. Para as partículas menores (50 μm), os valores de $K_L a$ aumentaram suavemente para baixas cargas de sólido. Para altas concentrações, partículas menores aumentavam a viscosidade da solução, diminuindo a turbulência e aumentando a coalescência de bolhas, o que resultou num decréscimo de K_L e de a .

Esses dois parâmetros – K_L e a –, no entanto, podem apresentar diferentes desempenhos em função do tipo de material que é utilizado como meio suporte, do diâmetro do sólido, de sua densidade, da concentração de sólidos utilizada, das dimensões do reator. Desta forma, o coeficiente de transferência de oxigênio pode variar de acordo com a influência destes parâmetros no comportamento hidrodinâmico do reator.

Muitos modelos teóricos para prever a transferência de massa em sistemas gás-líquido têm sido desenvolvidos desde o início do século XX. Em 1904, Nernst (apud Cussler, 1997) apresentou a Teoria do Filme na qual afirma a existência de um filme líquido estagnado próximo à superfície do gás. A Figura 4.11 demonstra o comportamento das concentrações do gás ao longo deste filme.

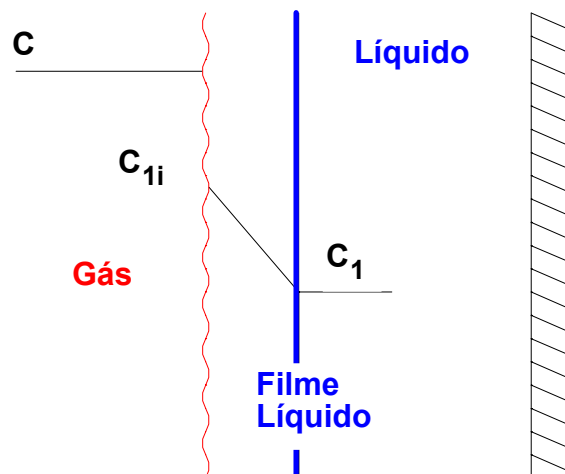


Figura 4.11: Representação esquemática da Teoria do Filme. Adaptado de Cussler (1997)

Esta teoria assume que a transferência de massa é diretamente proporcional à difusividade, sendo que ao se dobrar a difusividade do gás no líquido, a transferência de massa também será duplicada conforme a Equação (4.4).

$$K_L = \frac{D_{g/l}}{\delta} \quad (4.4)$$

sendo δ [m] a espessura do filme que sofre a difusão influenciada pela hidrodinâmica próxima à interface e $D_{g/l}$ [m²/s] a difusividade do gás no líquido.

A transferência de massa, no entanto, segundo Cussler (1997), varia ainda de forma não definida pela Teoria do Filme, em função de outras variáveis como a viscosidade do fluido e a agitação do meio, pois estas variações estão embutidas na desconhecida espessura do filme. Theofanous (apud Xu et al., 2006) classifica os modelos embasados nesta teoria como modelos de difusividade do vórtice.

Em 1935, Higbie (apud Cussler et al., 1997) propôs uma teoria capaz de descrever de forma melhorada a transferência de massa; esta teoria é conhecida como Teoria da Penetração. A Figura 4.12 descreve este modelo.

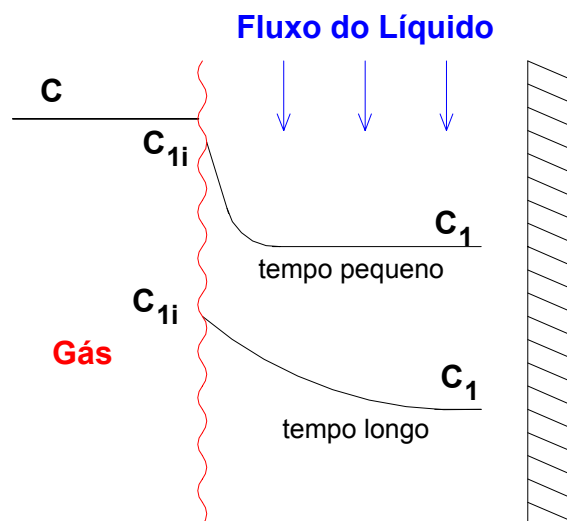


Figura 4.12: Representação esquemática da Teoria da Penetração. Adaptado de Cussler (1997)

De acordo com a teoria de Higbie, o coeficiente de transferência da fase líquida, K_L , para uma bolha que se move, é dado por:

$$K_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{g/l}}{t_r}} \quad (4.5)$$

em que t_r [s] é o tempo de renovação da superfície.

A dificuldade na aplicação da Equação (4.5) reside na determinação do tempo de renovação da superfície. Duas abordagens básicas têm sido sugeridas, dependendo

do grau em que o escoamento interfere na transferência de massa. A primeira abordagem, sugerida pelo próprio Higbie (apud Alves et al., 2006), relaciona o tempo de contato ao escoamento do líquido ao redor da bolha, assumindo que:

$$t_r = \frac{d_B}{U_s} \quad (4.6)$$

em que d_B é o diâmetro da bolha e U_s a velocidade de deslizamento da bolha, conduzindo à seguinte relação:

$$K_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{g/l} U_s}{d_B}} \quad (4.7)$$

Os modelos com a abordagem da taxa de renovação da superfície são também denominados de modelos de estruturas de vórtices, segundo Theofanous (apud Xu et al., 2006).

A outra abordagem deriva, segundo Alves et al. (2006), de um refinamento proposto por Danckwerts em 1951 para a teoria de Higbie. De acordo com Danckwerts (op cit.), a renovação média da superfície em contato com a bolha resultaria da exposição a vórtices com tempos de contato variáveis, resultando em:

$$K_L = \sqrt{D s} \quad (4.8)$$

em que s é a taxa relativa de renovação da superfície. A Figura 4.13 representa o modelo proposto por Danckwerts.

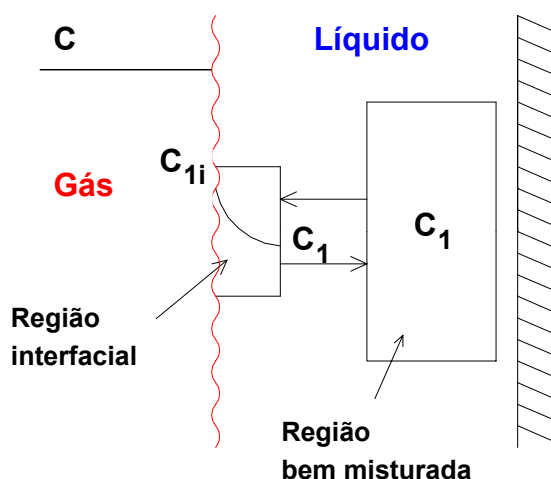


Figura 4.13: Representação esquemática da Teoria da Renovação da Superfície. Adaptado de Cussler (1997)

A dificuldade com ambos os modelos conceituais, segundo Xu et al. (2006), é que, qualquer que seja o parâmetro característico escolhido (δ ou t_r), ele deveria ser de caracterização clara e facilmente relacionável com a turbulência próxima à interface, que controla a transferência de massa.

A medição de vórtices de renovação da interface é difícil de ser correlacionada com a velocidade de transferência de massa, porque é necessário definir o que constitui um vórtice de renovação de superfície e como distinguí-los dos outros vórtices. Devido a essas dificuldades, não existe até o momento, segundo Xu et al. (2006), um consenso amplo com relação a um modelo suficientemente robusto e geral, que seja capaz de prever a velocidade de transferência de massa sob diferentes condições de escoamento.

Muitos modelos são baseados em parâmetros que são diretamente dependentes dos meios empregados para gerar a turbulência, ou das condições experimentais e geometria. Tais modelos não podem ser aplicados sob outras condições de turbulência. Xu et al. (2006) defendem que um modelo robusto deveria ser baseado em parâmetros diretamente obtidos da estrutura da turbulência na vizinhança imediata da interface.

Lamont e Scott (apud Alves et al., 2006) calcularam a taxa relativa de reposição da superfície, s , através de um modelo de células de vorticidade, postulando que a

transferência de massa depende principalmente do movimento de vórtices de pequena escala, na faixa de dissipação do espectro de turbulência. Com isso, deduziram a seguinte relação:

$$K_L = c D_{g/l}^{1/2} \left(\frac{\xi}{\nu} \right)^{1/4} \quad (4.9)$$

em que ξ é a dissipação turbulenta de energia, ν é a viscosidade cinemática e $c = 0,4$ é uma constante.

A maior diferença entre as equações (4.7) e (4.9) é que a Equação (4.7) prevê grande variação do K_L com o diâmetro da bolha, excluindo a turbulência como uma variável independente. Enquanto isso, a Equação (4.9) prevê uma influência decisiva da dissipação turbulenta de energia sobre o valor de K_L , tornando-o independente do diâmetro da bolha.

Alves et al. (2006) registram que os dados experimentais disponíveis sobre a ascensão de bolhas isoladas em líquidos parados tendem a aproximar-se da Equação (4.7), prevista pela teoria de Higbie. Dados de colunas de bolhas também ajustam-se bem à teoria de Higbie. Por outro lado, quando a turbulência é gerada por atrito com paredes ou por energia comunicada por impulsores (aletas, hélices, agitadores), a turbulência passa a influenciar os resultados. Assim, dados de contadores gás-líquido concorrentes e de tanques agitados mecanicamente tendem a mostrar relação com a dissipação de energia e não com o diâmetro de bolha.

Vasconcelos et al. (apud Alves et al., 2006) apresentaram dados de K_L obtidos com bolhas isoladas de diversos gases em água estagnada, em função do diâmetro da bolha. Alves et al. (2006), estudando o modelo utilizado por Vasconcelos et al., conseguiram calcular a dissipação turbulenta de energia envolvida no aparato experimental ($\xi = 0,04 \text{ m}^2/\text{s}^3$), encontrando um valor pelo menos uma ordem de grandeza menor que os presentes em ensaios de tanques com agitadores. Esta pequena dissipação deve-se às velocidades de bolha baixas utilizadas, cerca de 0,25 m/s. Com isso foi possível testar a relação proposta por Lamont e Scott,

Equação (4.9). Alves et al. (2006) verificaram assim que os dados de Vasconcelos et al (2002) não se ajustavam à Equação (4.9), ajustando-se por outro lado muito bem à Equação (4.7).

Miron et al. (2000) apresentaram uma equação teórica para relacionar o coeficiente global de transferência de massa com o conteúdo volumétrico e com a velocidade superficial do gás, os quais são as principais variáveis operacionais em reatores *airlift* e colunas de bolhas.

A área específica da interface gás-líquido, a_L , é relacionada com a fração volumétrica de gás e com o diâmetro médio da bolha. As equações (4.10) e (4.11) apresentam estas relações.

$$a_L = \frac{6\varepsilon}{d_B(1-\varepsilon)} \quad (4.10)$$

$$K_L a_L = \frac{6K_L \varepsilon}{d_B(1-\varepsilon)} \quad (4.11)$$

Sendo:

- a_L : área superficial das bolhas (m^2);
- ε : fração volumétrica do gás;
- d_B : diâmetro da bolha (m);
- k_L : coeficiente de transferência de massa.

Miron et al. (2000) afirmam, através de evidências experimentais substanciais, que:

$$\frac{K_L}{d_B} = cte = z \quad (4.12)$$

Independentemente do regime do escoamento e do tipo de fluido. Além disso, a fração volumétrica de gás é necessariamente relacionada com a velocidade superficial de gás e com a velocidade de deslocamento da bolha.

$$\varepsilon = \frac{U_g}{U_s} \quad (4.13)$$

Sendo:

U_g : velocidade superficial do gás (m/s);

U_s : velocidade de ascensão de uma bolha (m/s).

Substituindo as equações (4.12) e (4.13), a Equação (4.11) pode ser escrita como sendo:

$$K_L a_L = \frac{6zU_g}{U_s \left(1 - \frac{U_g}{U_s}\right)} = \frac{6zU_g}{U_s - U_g} \quad (4.14)$$

Para um dado fluido e regime de escoamento, a velocidade de deslocamento da bolha depende apenas do diâmetro da bolha, sendo $U_s = f(d_B)$. Para as demais condições fixadas, o tamanho da bolha é controlado pela energia específica introduzida no reator e, para um reator de coluna de bolhas, têm-se:

$$d_B \propto E^k \alpha (gU_g)^k \quad (4.15)$$

O expoente k é usualmente próximo a -0,4. Assim, a Equação (4.14) pode ser escrita como:

$$K_L a_L = \frac{6zU_g}{cU_g^k - U_g} = \frac{6z}{cU_g^y - 1} \quad (4.16)$$

O parâmetro c é próximo à unidade para um regime de escoamento de bolhas, assim:

$$K_L a_L = \frac{\Phi}{U_g^y - 1} \quad (4.17)$$

Sendo $\Phi = 6z$. A equação acima é dimensionalmente consistente sendo o produto cU_g^y adimensional; isto significa que c tem unidade $m^{-y}s^y$.

A Equação (4.17) foi deduzida para uma coluna de bolhas, porém uma relação similar pode ser proposta para reatores *airlift* com a seguinte consideração:

$$K_L a_L = \frac{A_i (K_L a_L)_i + A_e (K_L a_L)_e}{A_i + A_e} \quad (4.18)$$

Segundo Chisti (apud Miron et al., 2000), mesmo quando $\varepsilon_e \neq 0$, $(K_L a_L)_e \ll (K_L a_L)_i$ e, geralmente, $A_e \leq A_i$. Conseqüentemente, em reatores *airlift*:

$$K_L a_L \cong \frac{A_i (K_L a_L)_i}{A_i + A_e} \quad (4.19)$$

E, portanto, seguindo a lógica das equações anteriores,

$$K_L a_L = \frac{\Phi_a}{U_g^y - 1} \quad (4.20)$$

$$\text{Sendo } \Phi_a = \frac{6zA_i}{A_i + A_e}.$$

4.8. Modelagem hidrodinâmica

Diversos autores têm buscado descrever o comportamento hidrodinâmico de reatores a partir de modelos matemáticos que estimam principalmente a fração volumétrica das fases e a velocidade do líquido atuantes no reator; estes são usualmente denominados modelos hidrodinâmicos.

O desenvolvimento desses modelos é essencial para possibilitar a utilização de reatores, como os de leito fluidizado, nos diversos ramos da biotecnologia e tratamento de águas residuárias.

Jianping et al. (2005) desenvolveram um modelo que descreve o comportamento do fluxo em um reator trifásico com circulação interna com grande recirculação de gás no tubo de descida e para partículas sólidas de baixa massa específica.

Chisti et al. (1987) e Lu et al. (1995) propuseram modelos hidrodinâmicos baseados no balanço de energia. Chisti et al. (1987) considera em seu modelo energias dissipadas pela cortina de bolhas no tubo de subida, pela estagnação do gás no tubo de descida e pela reversão do fluxo no topo e na base do reator, enquanto que Lu et al. (op. cit) apresenta uma evolução do modelo de Chisti et al. (op. cit.) considerando perdas de carga também nos tubos interno e externo, além de englobar um parâmetro de distribuição de bolhas no reator.

Heijnen et al. (1997) basearam seu modelo no balanço da quantidade de movimento em reatores de escala reduzida operando no Regime III na tentativa de reproduzi-los em escalas industriais. Este modelo pode ser utilizado em sistemas bifásicos (líquido – gás) e ainda em sistemas trifásicos (líquido – gás – sólido).

4.8.1. Modelos hidrodinâmicos baseados em balanço de energia

Diversos modelos hidrodinâmicos baseados em balanço de energia tem como referência o modelo proposto por Chisti et al. (1987). Jianping et al. (2005) propuseram um modelo baseado em um balanço de energia que considera que a energia inserida durante a expansão de gás é dissipada no fluxo e na interface entre as fases.

$$E = E_F + E_W + E_S \quad (4.21)$$

Sendo E a energia inserida no sistema, E_F a energia dissipada devido ao fluxo, E_W a energia dissipada devido ao movimento turbulento e E_S a energia dissipada na interface gás – líquido. A energia dissipada considerada neste balanço é muito semelhante ao de Chisti et al. (1987) que as consideram como provindas da cortina de bolhas no tubo interno; da estagnação do gás no tubo externo; da reversão do fluxo na base e no topo do reator; e do atrito nos tubos interno e externo.

Para reatores trifásico de circulação interna com grande recirculação de gás no tubo de descida, o efeito da fase sólida na massa específica média dos tubos interno e externo é considerado. São assumidas duas diferentes fases pseudo-homogêneas nas duas seções do reator. A Equação (4.22) apresenta as energias envolvidas no sistema.

$$P_M U_g \cdot \ln \left(1 + \rho_i \frac{gH}{P_{at}} \right) = \frac{1}{2} \left[\alpha \cdot K_{fi} \rho_i \left(\frac{A_e}{A_i} \right)^2 + K_{fe} \rho_e \right] \frac{A_e}{A_i} \cdot (1 - \varepsilon_{se} - \varepsilon_{ge})^3 \cdot V_{Le}^3 +$$

$$\frac{0,64 \cdot (2)^{3N/2} \cdot N^3 \rho_i H (V_{LO} - V_{Li})^3}{D_i} \cdot \left[\frac{1}{2(3N-1)} + \frac{1}{3N+1} - \frac{2^{1/2}}{3N} \right] + (\varepsilon_{gi} \rho_i + \varepsilon_{ge} \rho_e) U_s gH \quad (4.22)$$

Sendo,

P_M : pressão para a injeção de ar (Pa);

U_g : velocidade superficial do ar (m/s);

ρ_i : massa específica da mistura pseudo-homogênea no tubo interno (kg/m³);

ρ_e : massa específica da mistura pseudo-homogênea no tubo externo (kg/m³);

g : aceleração gravitacional (m/s²);

H : altura da coluna de líquido (m);

P_{at} : pressão atmosférica (Pa);

α : parâmetro relacionado ao fluxo bifásico;

K_{fi} : coeficiente de atrito no tubo interno;

K_{fe} : coeficiente de atrito no tubo externo;

A_e : área do tubo externo (m²);

A_i : área do tubo interno (m²);

ε_{se} : fração volumétrica dos sólidos no tubo externo;

ε_{ge} : fração volumétrica de gás no tubo externo;

ε_{gi} : fração volumétrica de gás no tubo interno;

V_{Le} : velocidade do líquido no tubo externo (m/s);

V_{Li} : velocidade do líquido no tubo interno (m/s);

V_{LO} : velocidade do líquido no eixo longitudinal da coluna (m/s);

N: parâmetro do perfil de velocidade do líquido;
 D_i: diâmetro do tubo interno (m);
 U_g: velocidade de deslocamento do gás (m/s).

O termo do lado esquerdo representa a energia inserida pelo injetor de ar. Do lado direito da Equação (4.22), o primeiro termo representa a energia dissipada devido ao fluxo, o segundo termo indica a energia dissipada devido à turbulência e o terceiro termo indica a energia dissipada na interface gás – líquido. Assumindo uma distribuição uniforme do gás e dos sólidos nos tubos interno e externo temos que,

$$\rho_i = \rho_L(1 - \varepsilon_{gi} - \varepsilon_{si}) + \rho_s \varepsilon_{si} + \rho_g \varepsilon_{gi} \quad (4.23)$$

$$\rho_e = \rho_L(1 - \varepsilon_{ge} - \varepsilon_{se}) + \rho_s \varepsilon_{se} + \rho_g \varepsilon_{ge} \quad (4.24)$$

Sendo,

ρ_L : massa específica do líquido (kg/m³);
 ρ_s : massa específica dos sólidos (kg/m³);
 ε_{si} : fração volumétrica dos sólidos no tubo interno;

E considerando o balanço de quantidade de movimento, proposto por Livingston e Zhang (apud Jianping et al., 2005):

$$\left[(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) - \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) (\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se}) \right] g H \rho_L = \frac{1}{2} \left[\alpha K_{fi} \rho_i \left(\frac{A_e}{A_i} \right)^2 + K_{fe} \rho_e \right] (1 - \varepsilon_{se} - \varepsilon_{ge})^2 V_{Le}^2 \quad (4.25)$$

Lu et al. (1995) desenvolveram um modelo hidrodinâmico que, assim como Jianping et al. (2005), também considera uma mistura pseudo-homogênea em seus equacionamentos. Chisti et al. (1987), todavia, utilizam em seu modelo a massa específica do líquido, o que implica em restrições quanto às concentrações de

sólidos utilizadas, que devem ser baixas, e quanto à sua massa específica, que necessita ser próxima à massa específica da fase líquida.

A relação da fração volumétrica de gás no tubo de subida com as velocidades do líquido e a velocidade de deslocamento do gás, de acordo com Jianping et al. (2005), pode ser escrita por:

$$\varepsilon_{gi} = \frac{U_g}{U_s + 0,5V_{LC} + V_{Li}} \quad (4.26)$$

Sendo que a velocidade média do líquido na região próxima à parede do tubo V_{LC} [m/s] é calculada levando-se em conta o perfil parabólico da velocidade do líquido no tubo de subida e é apresentada na Equação (4.27).

$$V_{LC} = \frac{(V_{Le} - V_{Li})}{(1 - \varepsilon_{gi} - \varepsilon_{si})} \left(\frac{N}{N + 2} \right) \quad (4.27)$$

O perfil da velocidade do líquido no tubo de subida, N , está relacionado com a distribuição das bolhas na seção transversal do tubo, definida por um parâmetro de distribuição de bolhas C_o . Este parâmetro também é considerado por Lu et al. (1995), que o define de acordo com Zuber e Findlay (apud Lu et al., 1995) e é apresentado na Equação (4.28). Cabe salientar que Chisti et al. (1987) não utilizaram este parâmetro em seu equacionamento do balanço de energia do reator.

$$C_o = \frac{\frac{1}{A} \int_A \varepsilon j dA}{\left(\frac{1}{A} \int_A j dA \right) \left(\frac{1}{A} \int_A \varepsilon dA \right)} \quad (4.28)$$

Sendo j a velocidade superficial da mistura ($j = U_g + U_L$) dada em m/s e U_L a velocidade superficial do líquido.

O balanço do volume do ar na parte inferior do tubo interno considera a recirculação de ar e é a soma do ar no tubo de descida e do ar injetado no reator. A Equação (4.29) representa este balanço.

$$V_{gi}\varepsilon_{gi}A_i = V_{ge}\varepsilon_{ge}A_e + AU_g \quad (4.29)$$

Sendo,

V_{ge} : velocidade do ar no tubo externo (m/s);

A : área total da seção do reator (m²).

A Equação (4.29) pode ser escrita ainda como:

$$(V_{Li} + U_{si})\varepsilon_{gi}A_i = (V_{Le} - U_{se})\varepsilon_{ge}A_e + AU_g \quad (4.30)$$

Sendo:

U_{si} : velocidade de deslocamento do gás no tubo interno (m/s);

U_{se} : velocidade de deslocamento do gás no tubo externo (m/s).

No entanto, pode-se considerar que as velocidades de deslocamento do gás nos tubos interno e externo são iguais, e podemos reescrever a Equação (4.30).

$$(V_{Li} + U_s)\varepsilon_{gi}m = (V_{Le} - U_s)\varepsilon_{ge}(1 - m) + U_g \quad (4.31)$$

Sendo,

m : fração de área do tubo interno ($m = A_i / A$).

O balanço da fase líquida pode ser escrito como:

$$V_{Li}A_i(1 - \varepsilon_{gi} - \varepsilon_{si}) = V_{Le}A_e(1 - \varepsilon_{ge} - \varepsilon_{se}) \quad (4.32)$$

Sendo que o a fração volumétrica do reator é:

$$\varepsilon_g = m\varepsilon_{gi} + (1-m)\varepsilon_{ge} \quad (4.33)$$

Seguindo o critério de Livingston e Zhang (apud Jianping et al., 2005), a fração de sólidos nos tubos interno e externo pode ser calculada como a razão entre o tempo que as partículas demoram para se deslocarem no tubo interno e o tempo que as partículas demoram para percorrerem uma volta completa no reator. A Equação (4.34) escreve esta consideração em relação às velocidades do líquido e dos sólidos.

$$\chi_i = \frac{V_{Le} + u_t}{V_{Le} + V_{Li}} \quad (4.34)$$

Sendo,

χ_i : fração de sólidos no tubo interno;

u_t : velocidade de sedimentação das partículas sólidas (m/s);

A fração de sólidos no tubo de descida é facilmente determinada sabendo-se que $\chi_i + \chi_e = 1$. A fração volumétrica de sólidos nos tubos interno e externo pode ser calculada a partir da Equação (4.34) e definindo ε_s^0 ($\varepsilon_s^0 = \varepsilon_s / m$) como a fração volumétrica dos sólidos no tubo de subida quando todas as partículas estão neste tubo.

$$\varepsilon_{si} = \varepsilon_s^0 \frac{V_{Le} + u_t}{V_{Le} + V_{Li}} \quad (4.35)$$

$$\varepsilon_{se} = \varepsilon_s^0 \frac{A_i}{A_e} \frac{V_{Li} - u_t}{V_{Le} + V_{Li}} \quad (4.36)$$

Assim,

$$\varepsilon_s = m\varepsilon_{si} + (1 - m)\varepsilon_{se} \quad (4.37)$$

Estimativa dos parâmetros

Para a aplicação do modelo hidrodinâmico, parâmetros geométricos e as características do sólido e do líquido podem ser obtidos. Jianping et al. (2005) admitiu N como sendo 2 e α igual a 2 de acordo com Garcia-Calvo (1999).

Os coeficientes de atrito são definidos de acordo com as características geométricas do reator e podem ser obtidos por meio da equação de Fanning apresentada nas equações (4.38) e (4.39).

$$K_{fi} = 4f \frac{L_i}{D_i} \quad (4.38)$$

$$K_{fe} = 4f \frac{L_e}{D_e} \quad (4.39)$$

Sendo L_i e L_e os comprimentos dos tubos interno e externo e D_i e D_e os diâmetros dos tubos interno e externo, respectivamente. Os fatores de atrito são obtidos a partir da Equação de Blasius para fluxo monofásico e são apresentados nas equações (4.40), (4.41) e (4.42).

$$f = 0,0791 \cdot \text{Re}^{-0,25} \quad (4.40)$$

$$\text{Re}_i = \frac{\rho_i V_{Li} D_i}{\mu_i} \quad (4.41)$$

$$\text{Re}_e = \frac{\rho_e V_{Le} D_e}{\mu_e} \quad (4.42)$$

Lu et al. (1995) também utilizaram as equações de Fanning e de Blasius para determinar o coeficiente de atrito nos tubos interno e externo. Chisti et al. (1987) apesar de apresentarem este parâmetro em seu balanço de energia, o consideraram desprezíveis por se tratar de fluidos Newtonianos de baixa viscosidade.

Chisti et al. (1987), contudo, aplicam em seu modelo um coeficiente de perda de carga devido à reversão do fluxo no topo e na base do reator; os autores comentam que estas perdas de carga podem ser calculadas da mesma forma que as perdas localizadas em tubos, conforme apresentado na Equação (4.43).

$$\Delta H = K_{B/T} \frac{V_{Le/Li}^2}{2g} \quad (4.43)$$

Sendo K_B o coeficiente de perda de carga na base para velocidades do líquido no tubo externo (V_{Le}) e K_T o coeficiente de perda de carga no topo para velocidades do líquido no tubo interno (V_{Li}).

Lu et al. (1995) desprezaram em seu modelo o coeficiente de perda de carga no topo, por considerar que a perda na base do reator era muito maior do que a perda no topo em reatores de circulação interna.

As viscosidades aparentes da mistura pseudo-homogênea ($\mu_{e/i}$) são calculadas por meio da Equação de Oliver (apud Jianping et al., 2005).

$$\mu = \mu_L \frac{(1 - 0,75 \cdot \varepsilon_s^{1/3})(1 - 2,15 \cdot \varepsilon_s)}{(1 - \varepsilon_s)^2} \quad (4.44)$$

Sendo μ_L a viscosidade do líquido dada em [kg/m.s].

Di Felice et al. (apud Jianping et al., 2005) propuseram uma equação semi-empírica para o cálculo das velocidades de sedimentação das partículas sólidas no líquido como uma função da velocidade terminal de sedimentação $u_{t\infty}$.

$$u_t = u_{\infty} \varepsilon_L (1 - \varepsilon_s) \left(\frac{2 - \varepsilon_s}{2} \right)^{0,5} \quad (4.45)$$

$$u_{\infty} = \frac{g d_s^2 (\rho_s - \rho_L)}{18 \mu_L} \quad (4.46)$$

Sendo d_s o diâmetro da partícula sólida (m).

Jianping et al. (2005) consideram que em sistemas ar – água, a velocidade de deslocamento do gás é 0,25 m/s.

Uma grande dificuldade para a aplicação de modelos hidrodinâmicos é justamente o uso de relações empíricas em seus equacionamentos. A utilização destas relações limita a aplicação destes modelos para determinadas configurações geométricas e de operação.

Lu et al. (1995), por exemplo, apresentaram em seu modelo uma equação empírica para relacionar a fração volumétrica de ar nos tubos interno e externo. Esta relação, porém, não pode ser utilizada em outros experimentos que não sejam semelhantes ao realizado pelos autores (op. cit.), uma vez que o comportamento da fração volumétrica de ar é variável mediante a diferentes geometrias e condições operacionais.

Neste cenário, é importante que surjam modelos matemáticos capazes de prever o comportamento hidrodinâmico destes reatores para diversas condições operacionais, não os restringindo a configurações particulares.

Nos modelos hidrodinâmicos propostos por Jianping et al. (2005), Lu et al. (1995) e Chisti et al. (1987) pode-se observar que todos apresentam a relação entre as áreas externa e interna do reator em seus equacionamentos, parâmetro este que possui grande influência em diversos aspectos hidrodinâmicos do reator.

4.8.2. Modelo hidrodinâmico baseado em balanço da quantidade de movimento

Heijnen et al. (1997) propõem um modelo para reatores bifásicos (gás-líquido) e trifásicos (gás – líquido - sólido) de tubos concêntricos operando no regime III. Suas equações são baseadas no balanço de quantidade de movimento. Este balanço é definido como sendo:

$$\text{Forças de gravidade} = \text{Forças de fricção}$$

Traduzindo em termos de pressão, pode-se escrever:

$$\Delta p_g = \Delta p_f \quad (4.47)$$

Isto implica dizer que a força motriz para o escoamento representada pelo termo Δp_g deverá superar as forças resistivas representadas por Δp_f , para que a circulação aconteça. A força motriz para o escoamento é representada em termos de pressão da seguinte forma:

$$\Delta p_g = \rho_e g H_i - \rho_i g H_i \Rightarrow \frac{\Delta p_g}{g H_i} = \rho_e - \rho_i \quad (4.48)$$

Sendo,

$\rho_{e/i}$: massa específica da mistura no tubo externo/interno (kg/m^3);

H_i : altura efetiva do tubo interno (m).

Pela Equação (4.48) é mostrado que a diferença de peso no tubo interno e externo causa a circulação do meio. A massa específica em um meio trifásico segundo Heijnen et al. (1997) pode ser representada por:

$$\rho = \varepsilon_g \rho_g + \varepsilon_L \rho_L + \varepsilon_s \rho_s \quad (4.49)$$

Sendo,

ρ : massa específica da mistura (kg/m^3);

$\rho_{g/L/s}$: massa específica do gás/líquido/sólido (kg/m^3);

$\varepsilon_{g/L/s}$: fração volumétrica do gás/líquido/sólido (kg/m^3).

Desprezando a massa específica do gás, obtemos a massa específica da mistura no tubo interno e externo, como pode ser observado nas equações (4.50) e (4.51):

$$\rho_i = \varepsilon_{Li} \rho_L + \varepsilon_{si} \rho_s \quad (4.50)$$

$$\rho_e = \varepsilon_{Le} \rho_L + \varepsilon_{se} \rho_s \quad (4.51)$$

Sendo que os índices indicativos se tratam do tubo externo (e) e tubo interno (i).

A fração volumétrica para a fase líquida é dada pela Equação (4.52):

$$\varepsilon_L = 1 - \varepsilon_g - \varepsilon_s \quad (4.52)$$

Introduzindo as equações (4.50), (4.51) e (4.52) em (4.48), o termo que representa a força motriz pode ser escrita como:

$$\frac{\Delta p_g}{gH_i} = (\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) \rho_L - (\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se}) (\rho_s - \rho_L) \quad (4.53)$$

A Equação (4.53) mostra que se a concentração de sólidos no tubo interno for maior que no tubo externo a força motriz sofrerá um decréscimo. Outro aspecto a ser notado é a possibilidade de trabalhar tanto em um sistema trifásico como em um sistema bifásico, quando a massa específica do sólido e do líquido forem próximas.

As forças de atrito foram apresentadas utilizando termos de pressão podendo então ser escritas na forma:

$$\Delta p_f = K_f \frac{1}{2} \rho_L V_L^2 \quad (4.54)$$

Sendo,

K_f : coeficiente de atrito;

V_L : velocidade do líquido (m/s).

O coeficiente K_f do modelo apresenta dependência na velocidade do líquido, mas Verlaan et al. e Van der Lans (apud Heijnen, 1997) demonstraram que este coeficiente se comportava de forma constante em um sistema bifásico. O coeficiente de atrito deverá englobar todos os efeitos de fricção tais como o atrito da parede, o fluxo reverso na base e no topo e as perdas devido à presença dos injetores.

Na Equação (4.54) o cálculo é realizado sobre a massa específica do líquido, o que é uma simplificação quando se trata de meios trifásicos. Entretanto Heijnen et al. (1997) afirmam que tal simplificação é bastante razoável.

Substituindo as equações (4.53) e (4.54) em (4.47) obtém-se:

$$V_L = \left[\frac{2gH_i}{K_f} \left[(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) - (\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se}) \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \right]^{1/2} \quad (4.55)$$

A Equação (4.55) é dependente ainda da fração volumétrica do gás e dos sólidos presente no meio; no entanto, trabalhar com estes parâmetros pode ser custoso. Alguns autores têm lançado mão de equações empíricas para contornar o problema. Entretanto isto limita seu uso a um caso particular. Este problema é contornado por Heijnen et al. (1997) realizando um balanço de volume nas fases líquida, sólida e gás do sistema.

Balço de volume da fase gás

O balanço aplicado à fase gás incorpora o efeito da recirculação das bolhas. Pode então ser representado da seguinte forma:

$$\underbrace{V_{gi} \varepsilon_{gi} A_i}_{\text{Vazão de gás no tubo interno}} = \underbrace{V_{ge} \varepsilon_{ge} A_e}_{\text{Vazão devido a recirculação do gás}} + \underbrace{AU_g}_{\text{Vazão injetada}} \quad (4.56)$$

Sendo,

V_{gi} : velocidade absoluta do gás no tubo interno (m/s);

V_{ge} : velocidade absoluta do gás no tubo externo (m/s);

U_g : velocidade superficial do gás (m/s);

$A_{e/i}$: área do tubo externo/interno (m²);

A : área total (m²).

A velocidade absoluta do gás pode ser escrita como sendo:

$$V_{gi} = (V_{Li} + U_{gi}) \quad (4.57)$$

$$V_{ge} = (V_{Le} - U_{ge}) \quad (4.58)$$

Sendo,

V_{gi} e V_{ge} : velocidade relativa do gás no tubo interno e externo (m/s);

V_{Li} e V_{Le} : velocidade do líquido no tubo interno e externo (m/s).

Heijnen et al. (1997) faz a suposição que a velocidade relativa das bolhas é semelhante à velocidade desenvolvida por um grupo de bolhas podendo então ser escrito que:

$$U_{si} = U_{se} = U_s \quad (4.59)$$

Sendo U_s a velocidade de deslocamento do gás dada em [m/s].

Tomando as equações (4.57), (4.58) e (4.59) e introduzindo na Equação (4.56) e dividindo os membros por A , resulta:

$$(V_{Li} + U_s)\varepsilon_{gi} \cdot m = (V_{Le} - U_s)\varepsilon_{ge}(1 - m) + U_g \quad (4.60)$$

Sendo $m = \left(\frac{A_i}{A}\right)$, a razão entre área do tubo interno e área total.

Balço de volume da fase líquida

A vazão da fase líquida no tubo externo deve ser igual à vazão no tubo interno. Então:

$$V_{Li} A_i \underbrace{(1 - \varepsilon_{gi} - \varepsilon_{si})}_{\varepsilon_{Li}} = V_{Le} A_e \underbrace{(1 - \varepsilon_{ge} - \varepsilon_{se})}_{\varepsilon_{Le}} \quad (4.61)$$

No regime III as diferenças entre as frações de líquido no tubo interno e no externo não devem ser muito grandes; desta forma, pode-se escrever que,

$$V_{Li} A_i = V_{Le} A_e \quad (4.62)$$

A velocidade de circulação pode ser determinada como a média entre as velocidades presentes no tubo interno e externo.

$$V_L = \frac{V_{Li} A_i + V_{Le} A_e}{A} \quad (4.63)$$

A relação apresentada na Equação (4.62) juntamente com a Equação (4.63) fornece a seguinte relação:

$$V_L = 2mV_{Li} = 2(1-m)V_{Le} \quad (4.64)$$

Com este resultado pode-se reescrever a Equação (4.60) na forma:

$$(V_L + 2mU_s)\varepsilon_{gi} = [V_L - 2(1-m)U_s]\varepsilon_{ge} + 2U_g \quad (4.65)$$

A Equação (4.65) combinada com a expansão global resulta em uma relação entre a diferença de expansão do tubo interno e externo como função da velocidade superficial do gás, a expansão global e a velocidade de circulação. A fração volumétrica global de gás pode ser expressa como:

$$\varepsilon_g = \frac{Vol_{gi} + Vol_{ge}}{Vol} = m\varepsilon_{gi} + (1-m)\varepsilon_{ge} \quad (4.66)$$

Sendo,

Vol_{gi}: volume de gás no tubo interno (m³);

Vol_{ge}: volume de gás no tubo externo (m³);

Vol: volume total (m³).

Portanto a combinação da Equação (4.66) com a Equação (4.65) resulta em:

$$(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) = 2 \frac{(U_g - \varepsilon_g U_s)}{V_L} \quad (4.67)$$

Balanço de volume da fase sólida

Para a fase sólida a mesma aproximação feita para fase líquida pode ser usada. Admitindo que não haja adição de partículas sólidas podemos dizer que o fluxo de sólidos no tubo interno seja equiparado ao fluxo no tubo externo.

$$V_{si} \varepsilon_{si} A_i = V_{se} \varepsilon_{se} A_e \quad (4.68)$$

Sendo V_{si} e V_{se} as velocidades absolutas do sólido no tubo interno e externo dadas em [m/s]. A velocidade absoluta dos sólidos pode ser escrita da mesma maneira que foi adotada para o gás:

$$V_{si} = (V_{Li} - U_{ssi}) \quad (4.69)$$

$$V_{se} = (V_{Le} + U_{sse}) \quad (4.70)$$

Sendo U_{ssi} e U_{sse} as velocidades relativas das partículas no tubo interno e externo medidas em [m/s]. Novamente se faz a suposição que a velocidade relativa das partículas é semelhante à velocidade desenvolvida por um grupo de partículas. Então:

$$U_{ssi} = U_{sse} = U_{ss} \quad (4.71)$$

Sendo U_{ss} a velocidade do grupo de partículas sólidas [m/s].

Tomando as equações (4.69), (4.70) e (4.71) e introduzindo na Equação (4.68) e dividindo os membros por A , resulta:

$$(V_{Li} - U_{ss}) \varepsilon_{si} m = (V_{Le} + U_{ss}) \varepsilon_{se} (1 - m) \quad (4.72)$$

Adotando a relação obtida pela Equação (4.64) e combinado com a Equação (4.72), obtém-se:

$$(V_L - 2mU_{ss})\varepsilon_{si} = [V_L + 2(1-m)U_{ss}]\varepsilon_{se} \quad (4.73)$$

A fração volumétrica de sólidos presente no sistema pode ser determinada da mesma forma que foi feita para a expansão global.

$$\varepsilon_s = \frac{Vol_{si} + Vol_{se}}{Vol} = m\varepsilon_{si} + (1-m)\varepsilon_{se} \quad (4.74)$$

Sendo,

Vol_{si} : volume de sólidos no tubo interno (m^3);

Vol_{se} : volume de sólidos no tubo externo (m^3);

Vol : volume total (m^3).

A combinação das equações (4.73) e (4.74) resulta em:

$$(\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se}) = 2\varepsilon_s \frac{U_{ss}}{V_L} \quad (4.75)$$

A diferença entre as frações de sólidos presentes no tubo interno e externo passa a ser uma função da velocidade do grupo de partículas, da fração volumétrica de sólidos presente no sistema e da velocidade de circulação.

Tomando as equações (4.67) e (4.75) e introduzindo-as na Equação (4.55), o resultado é uma equação explícita para a velocidade de circulação.

$$V_L = \left[\left(\frac{4gH_i}{K_f} \right) \left[U_g - \varepsilon_g U_s - \varepsilon_s U_{ss} \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \right]^{1/3} \quad (4.76)$$

Se os parâmetros forem constantes, então a velocidade de circulação pode ser uma função da geometria do reator, representada pelos termos de atrito e altura efetiva do tubo interno e pela velocidade superficial do gás, massa específica do sólido e expansão global. Deve também ser conhecida a relação entre a expansão global e a

velocidade superficial do gás. Não há nenhum termo explícito para a relação entre a área do tubo interno e externo no modelo proposto.

O modelo, segundo os resultados apresentados por Heijnen et al.(1997), pode prever a velocidade de circulação do líquido no Regime III razoavelmente. Entretanto para obter mais precisão nos resultados seria necessário um conhecimento maior das relações entre frações volumétricas de gás e a distribuição de gás e sólidos.

4.9. Influência da hidrodinâmica do reator no tratamento biológico

4.9.1. Biofilme

O biofilme pode ser definido como uma estrutura complexa de células e produtos extracelulares – como polímeros – que se forma espontaneamente aderida ou em forma de flocos (NICOLELLA et al., 2000a).

Ainda de acordo com Nicolella et al. (2000a), no campo da biotecnologia ambiental, o biofilme tem sido amplamente utilizado, principalmente por apresentar as seguintes vantagens:

1. Capacidade de tratar grandes volumes de solução;
2. A existência de uma diversidade de microrganismos na estrutura do biofilme;
- e
3. Os sistemas podem ser operados com alta concentração de biomassa, sem a necessidade de sedimentar a biomassa retida. Apenas um tratamento posterior do efluente é necessário para remover o restante da biomassa suspensa (desprendida).

O crescimento da biomassa em sistemas de tratamento de esgoto pode se dar de duas formas principais. Em sistemas de lodos ativados, por exemplo, seu crescimento é disperso, ou seja, a biomassa cresce de forma dispersa no meio líquido, sem nenhuma estrutura de sustentação. No entanto, seu crescimento pode ser aderido a um meio suporte – podendo ser um material sólido natural ou artificial

–, formando um biofilme. Este processo é o que ocorre em reatores aeróbios de leito fluidizado e pode ser observado na Figura 4.14.



Figura 4.14: Biofilme aderido a uma partícula sólida. Fonte: Nicolella et al. (2000b)

Os biofilmes podem se desenvolver em praticamente qualquer superfície exposta a um ambiente aquoso. O desenvolvimento de um biofilme sobre uma superfície exposta ao escoamento de um fluido é resultado de vários processos físicos, químicos e biológicos, incluindo os seguintes (TRULEAR e CHARACKLIS, 1982):

- ✓ transporte e adsorção de moléculas orgânicas à superfície;
- ✓ transporte de células microbianas para a superfície;
- ✓ transformações microbianas na superfície, com produção de polímeros extracelulares que possibilitam a aderência do biofilme;
- ✓ desbastamento do biofilme causado pela ação de tensões de cisalhamento do escoamento.

Segundo Iwai e Kitao (1994), o processo de formação do biofilme ocorre em três estágios, cujas características são apresentadas no Quadro 4.3.

Quadro 4.3: Estágios da formação do biofilme. Fonte: Iwai e Kitao (1994)

Espessura do biofilme	Características
Fina	<ul style="list-style-type: none"> • O filme é fino e freqüentemente não cobre toda a superfície do meio suporte; • O crescimento bacteriano se dá segundo uma taxa logarítmica; • Todos os microrganismos crescem nas mesmas condições, com o crescimento, sendo similar ao de uma biomassa dispersa.
Intermediária	<ul style="list-style-type: none"> • A espessura do filme torna-se maior; • A taxa de crescimento bacteriano torna-se constante; • A espessura da camada ativa permanece inalterada, independentemente do aumento da espessura total do filme; • Caso o suprimento de matéria orgânica seja limitado, os microrganismos assumem um metabolismo suficiente apenas para sua manutenção, não havendo crescimento bacteriano; • Caso o suprimento de matéria orgânica seja inferior aos requisitos para manutenção, a espessura do biofilme torna-se menor.
Elevada	<ul style="list-style-type: none"> • A espessura do biofilme atinge um valor bastante elevado; • O crescimento microbiano é contraposto pelo próprio decaimento dos organismos, pelo consumo por outros organismos e pela tensão de cisalhamento; • Partes do biofilme podem ser desalojadas do meio suporte; • Caso o biofilme continue a crescer, sem ser desalojado do meio suporte, ocorrerão entupimentos do biofiltro.

O transporte de massa ou, no caso, substrato por processos difusivos nos biofilmes é resultado da existência de um gradiente de concentração nas suas proximidades. A profundidade da penetração do substrato depende da porosidade, concentração do substrato, da taxa de transferência de massa na interface líquido-biofilme e da taxa de reação dos microrganismos (Nicollella et al, 2000a).

A relevância relativa desses fatores depende da estrutura física e propriedades estruturais dos flocos e biofilmes. Assim, os transportes de massa são geralmente mais rápidos em flocos devido ao seu pequeno tamanho e à sua alta porosidade. Seguindo esta linha de raciocínio poderia ser considerado desvantajoso o uso de biofilmes aderidos em partículas sólidas; entretanto, a alta velocidade de sedimentação colabora na retenção da biomassa.

Os compostos necessários para o desenvolvimento bacteriano são adsorvidos à superfície do biofilme, sendo em seguida transportados por difusão através do biofilme, e metabolizados pelos microrganismos. Sólidos de natureza coloidal ou suspensa necessitam, antes, ser hidrolisados a moléculas menores. Os produtos finais do metabolismo são transmitidos em sentido contrário, na direção da fase líquida. A Figura 4.15 ilustra o funcionamento do biofilme no tratamento de esgotos.

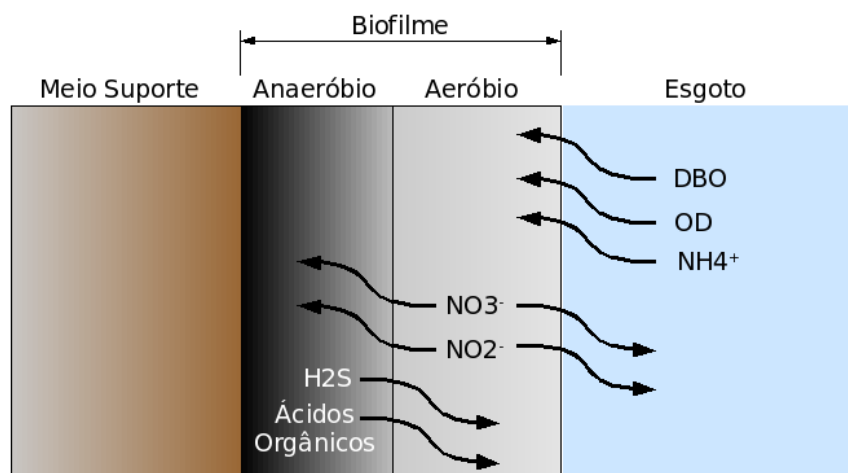


Figura 4.15: Representação esquemática de um biofilme. Adaptado de Von Sperling (1996b) por Gebara (2006)

Nos reatores aeróbios, como os de leito fluidizado, o oxigênio é consumido à medida que penetra no biofilme, até atingir valores que determinam condições anóxicas ou anaeróbias. De tal forma, podem desenvolver-se duas camadas no biofilme, dependendo da espessura do biofilme e da quantidade de oxigênio dissolvido (OD) do fluido externo. Os gradientes de concentração resultantes do processo e o estabelecimento de camadas no biofilme são ilustrados pela Figura 4.16.

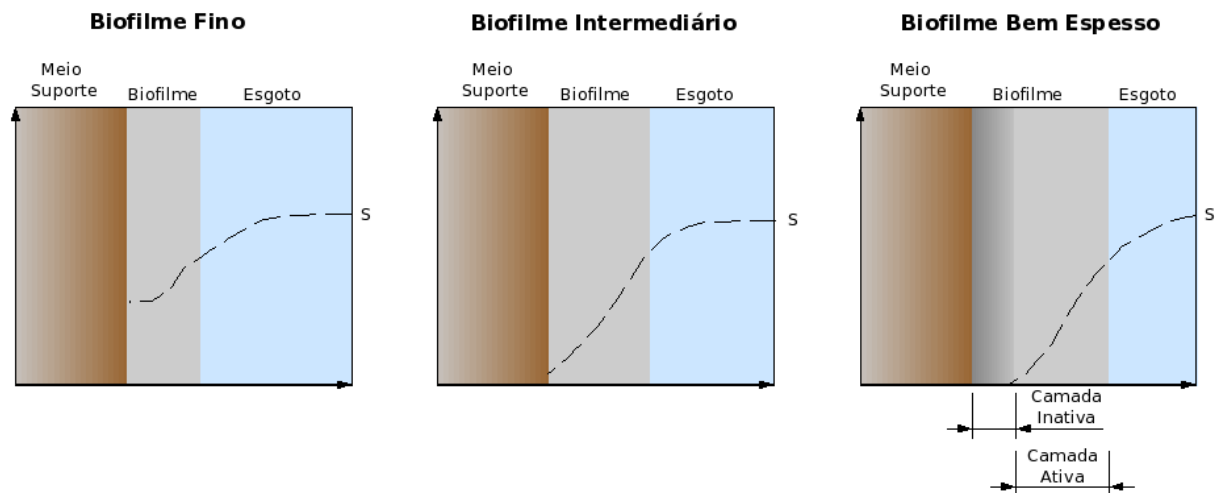


Figura 4.16: Gradientes de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras. Adaptado de Lubberding (apud Von Sperling, 1996b) por Gebara (2006)

A formação do biofilme é fortemente influenciada pelas condições hidrodinâmicas dos reatores, alterando sua espessura e massa específica. A condição de fluxo turbulento garante uma maior interação entre as partículas por meio do atrito, ocasionando o controle da espessura e melhorando a condição do transporte de nutrientes às regiões mais profundas por meio de processos difusivos.

Além do atrito, as tensões de cisalhamento entre o meio líquido e a superfície também provocam alterações de espessura. Pode-se observar o efeito do meio líquido sobre as biopartículas na Figura 4.17.

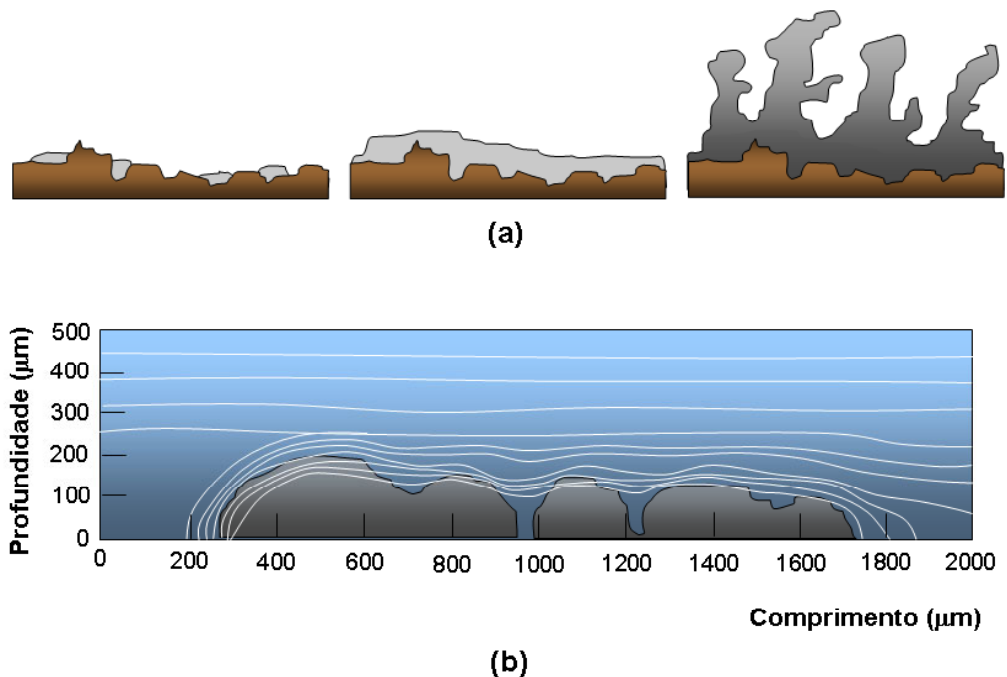


Figura 4.17: Estrutura do biofilme – (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato (aumentando da esquerda para direita) e das forças de atrito (diminuindo da esquerda para direita); (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades. Adaptado de Nicolella et al. (2000b) por Gebara (2006)

A Figura 4.17a representa o efeito das tensões entre o meio fluido e o biofilme. Estas tensões estão aumentando da esquerda para direita, provocando uma mudança na sua superfície até o ponto de ocorrer o desprendimento do biofilme. A Figura 4.17b, por sua vez, mostra uma simulação numérica do escoamento próximo à superfície do biofilme. Podem-se observar altos gradientes de velocidade, o que sugere a existência de tensões de cisalhamento nesta região.

O aspecto negativo da influência da hidrodinâmica é que, dependendo das condições de fluxo, poderá ocorrer o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa, o que implicará em seu carreamento para fora do reator devido à alta velocidade de circulação.

4.9.2. Distribuição de microrganismos aeróbios e anaeróbios no biofilme

O biofilme possui uma estrutura espacial heterogênea, onde é possível observar a existência de diversas espécies de microrganismos. As figuras 4.18 e 4.19 apresentam o perfil de um biofilme aderido a uma partícula sólida, idealizado por

Hagedorn-Olsen et al. (1994), onde, de acordo com os autores, é possível observar como se comporta o perfil da concentração de oxigênio no interior do biofilme.

A Figura 4.18 propõe a existência de uma região aeróbia localizada na camada mais externa do biofilme e uma anaeróbia-anóxica localizada na camada mais interna do filme próxima ao material suporte.

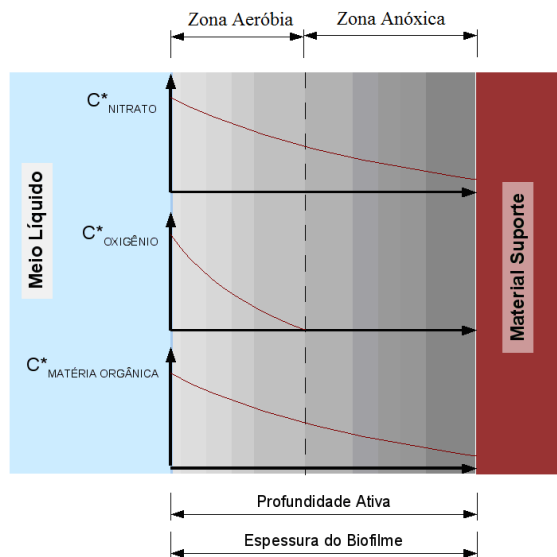


Figura 4.18: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrito no biofilme – Completamente penetrado pelo nitrito. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)

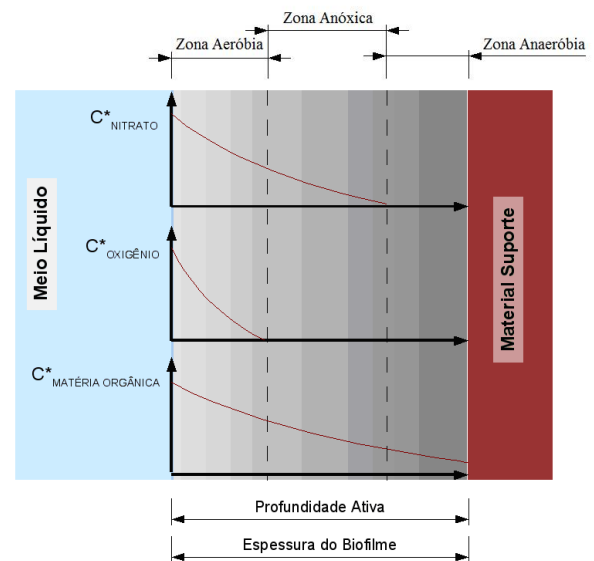


Figura 4.19: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrito no biofilme – Parcialmente penetrado pelo nitrito. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)

A Figura 4.19 propõe uma configuração um pouco diferente dependendo da espessura do biofilme; ou seja, a existência de uma região aeróbia localizada na camada mais externa do biofilme, uma anaeróbia localizada na camada mais interna do filme, próxima ao material suporte e, no meio destas duas, uma camada anóxica.

Segundo Hagedorn-Olsen et al. (1994), pode ocorrer a condição apresentada nas figuras 4.18 e 4.19, dependendo da espessura do biofilme, que é fortemente influenciada pelas condições de fluxo do reator.

Com relação à distribuição dos microrganismos no interior do biofilme, diversos trabalhos apresentados na literatura propõem que os organismos heterotróficos devem estar presentes na camada mais externa, ou seja, na linha aeróbia do

biofilme e os organismos autotróficos, de crescimento mais lento, deverão aparecer nas camadas mais internas.

A Figura 4.20 apresenta o perfil da concentração de nitrogênio através do biofilme, conforme proposto por Iwai e Kitao (1994). Segundo os autores, a coexistência de duas regiões anaeróbia e aeróbia é conveniente para a remoção biológica de nitrogênio.

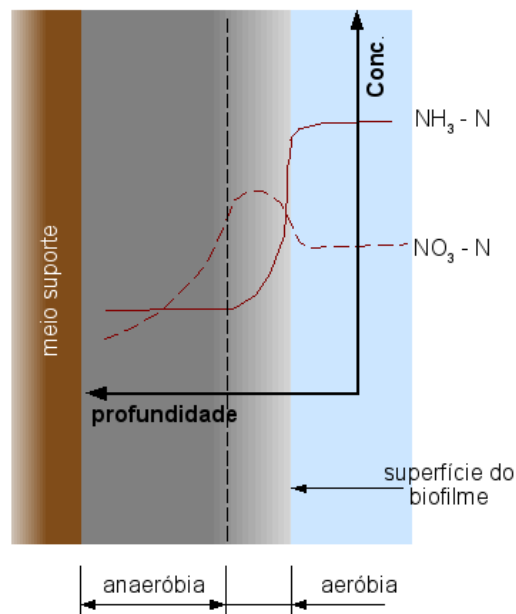


Figura 4.20: Perfil de nitrogênio no interior do biofilme. Adaptado de Iwai e Kitao (1994) por Gebara (2006)

A eficiência no processo de nitrificação e desnitrificação dependerá da concentração de oxigênio no meio líquido e da espessura do biofilme. Iwai e Kitao (1994) argumentam que deve existir uma concentração ótima de oxigênio no meio líquido para promover a máxima remoção de nitrogênio.

Okabe et al. (apud Giseke et al., 2002) relatam que a presença de substrato nos esgotos resulta na competição por oxigênio dissolvido e espaço no biofilme entre as bactérias nitrificadoras e as bactérias heterotróficas. Segundo o autor a inibição ou a eliminação das bactérias nitrificadoras por esta competição inter-espécies leva a um decréscimo na eficiência ou até mesmo na falência do processo de nitrificação e desnitrificação.

4.9.3. Influência das características da partícula na formação do biofilme

A quantidade de biomassa que pode ser acumulada no reator depende da área superficial das partículas e a espessura do biofilme. De acordo com Heijnen et al. (1993), a penetração de oxigênio num biofilme raramente excede 0,1 mm de sua camada. Desta forma, biofilmes mais espessos não contribuem para a capacidade de conversão aeróbia.

O total da área superficial das partículas está relacionado com a fração volumétrica de sólidos no reator e o diâmetro das partículas. Altos valores de fração volumétrica de sólidos levam ao decréscimo da transferência de oxigênio, além da possibilidade do "air-lift" não suspender as partículas (HEIJNEN et al., 1993).

Para Heijnen et al. (1993), no que diz respeito à concentração de biomassa, existe um diâmetro ideal da partícula – em torno de 0,2 mm – quando considerados materiais suporte com a mesma densidade da areia. Um menor diâmetro geraria uma baixa velocidade de sedimentação, enquanto um diâmetro maior provocaria uma menor área superficial e logo menos biomassa. A Figura 4.21 apresenta estes efeitos.

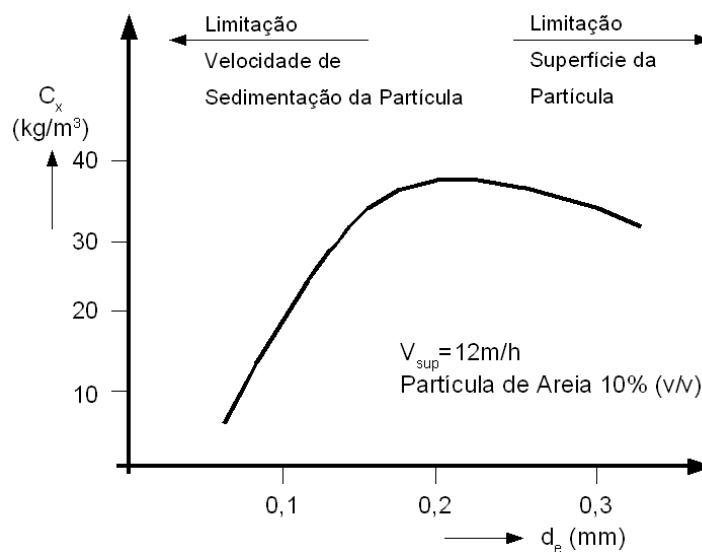


Figura 4.21: Efeito do diâmetro das partículas na concentração de biomassa. Adaptado de Heijnen et al. (1993)

Quanto ao tipo de partícula a ser utilizada, em relação aos processos de formação do biofilme, a rugosidade de sua superfície tem extrema importância. Mulder (apud Heijnen, 1993) obteve esta conclusão após observar que os biofilmes sempre surgem na superfície das cavidades da partícula. No entanto, ao se considerar resistência mecânica suficiente e custos, a escolha se limita a materiais minerais naturais.

Além disso, a velocidade de recirculação pode diminuir consideravelmente com altos valores de sólidos. Para o material particulado permanecer em suspensão, este parâmetro é de grande importância. Três importantes resultados do experimento de Heijnen et al. (1993) podem ser observados:

1. Para baixas velocidades do gás a velocidade de circulação é maior que a velocidade de ascensão de uma única bolha (0,25 m/s), o que demonstra que o gás recircula no tubo de descida. Esse fato está de acordo com a constatação de que a incorporação de gás que ocorre é praticamente a mesma que ocorre nas colunas sem recirculação;
2. A adição de material particulado (carreado) leva ao decréscimo de velocidade de circulação. Mais especificamente, leva a crer que exista uma velocidade superficial crítica do ar, abaixo da qual a circulação não pode ser mantida. Esta velocidade pode variar de 0,005 a 0,015 m/s;
3. A velocidade de circulação obtida para a situação sem partículas concorda com as correlações da literatura para a velocidade do líquido, (Heijnen et al, 1984), prevista por $V_L = (g \cdot H \cdot U_g)^{1/3}$. Segundo Heijnen et al. (1993), os efeitos de velocidade superficial do gás e a concentração de partículas têm o mesmo efeito tanto em escala natural, como no reator em escala piloto. Há, entretanto, duas diferenças que merecem atenção; a velocidade de circulação do líquido em escala natural é maior de acordo com a fórmula citada, no entanto, as partículas – também na escala natural – permanecem em suspensão mesmo a baixas velocidades do gás.

Destas observações considera-se que ocorre mistura ideal líquido/sólido no reator natural de air-lift. Mesmo considerando-se reatores de diferentes alturas não se detectou a existência de gradientes de concentração de sólidos.

4.9.4. Efeitos da hidrodinâmica do reator na formação do biofilme

O processo de formação do biofilme é composto por três estágios. O primeiro consiste na evolução de células a micro-colônias; este processo é positivamente influenciado pela rugosidade do material suporte. O segundo estágio depende do crescimento das micro-colônias a pequenos biofilmes, o qual é influenciado negativamente pela concentração do material suporte. Em uma terceira fase deverá ocorrer o crescimento do biofilme propriamente dito (HEIJNEN et al., 1992).

Segundo Heijnen et al. (1992), a formação de biofilmes acontecerá somente se a taxa de diluição for maior do que a taxa de crescimento específica máxima dos microrganismos.

Na Figura 4.22 a seguir é mostrada a concentração de biomassa na partícula dividida pela concentração de biomassa em suspensão em função da taxa de diluição.

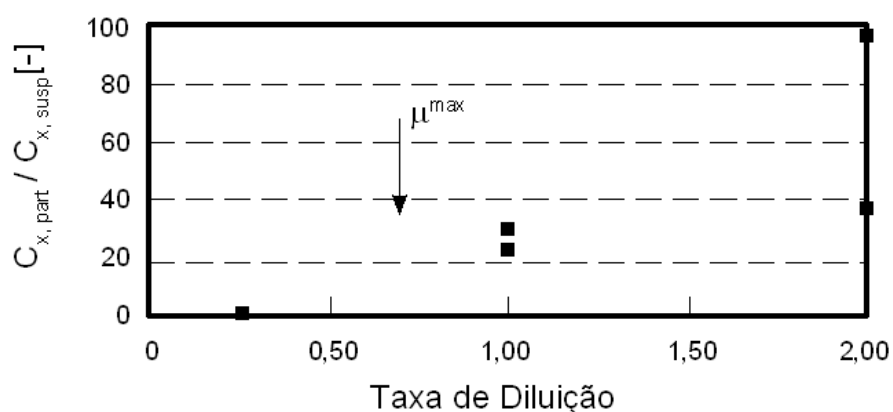


Figura 4.22: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função da taxa de diluição. Adaptado de Heijnen et al. (1992)

Na Figura 4.22 fica evidente que, quanto maior a taxa de diluição, maior a formação de biofilme. No reator haverá sempre uma competição entre o crescimento de microrganismos em suspensão e os microrganismos presentes nos biofilmes.

A formação de biofilme somente ocorrerá se os microrganismos em suspensão forem retirados rapidamente do reator. Desta forma, o efeito do tempo de detenção hidráulica, a uma carga orgânica aplicada constante, é bastante significativo, ou seja, quanto menor o tempo de detenção hidráulica, maior a formação de biofilme (HEIJNEN et al., 1992).

Para confirmar tal afirmação, Heijnen (op. cit.) apresenta os resultados contidos nas figuras 4.23 e 4.24 a seguir.

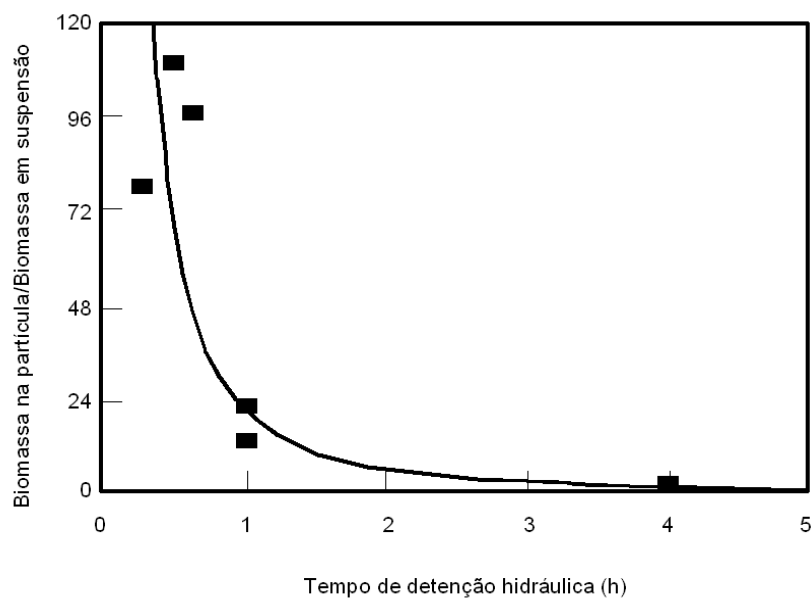


Figura 4.23: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função do tempo de detenção hidráulica. Adaptado de Heijnen et al. (1992)

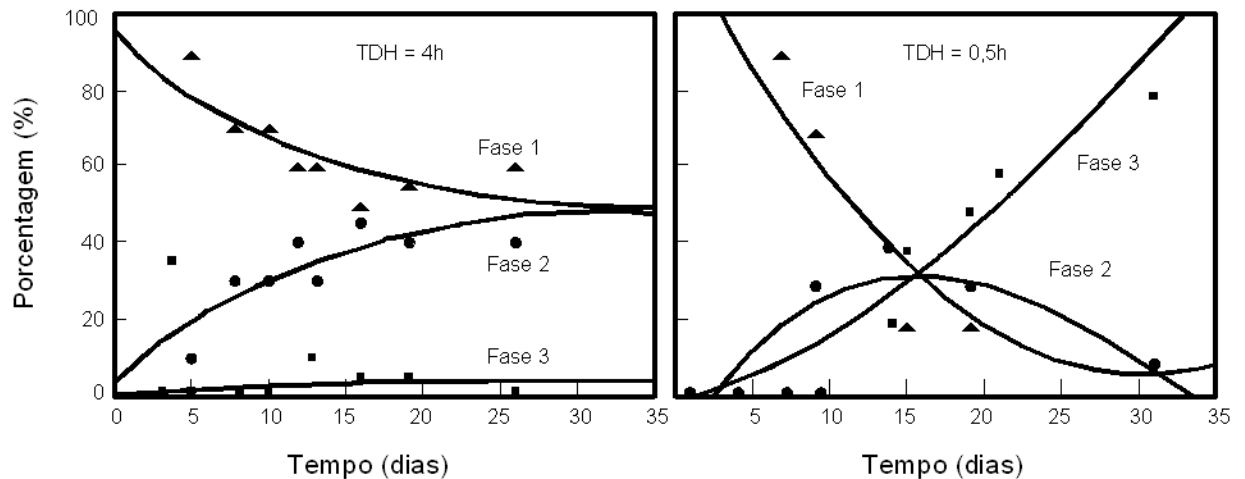


Figura 4.24: Efeito do tempo de detenção hidráulica no desenvolvimento do biofilme em reator *Biofilm Airlift Suspension* (BAS). Adaptado de Heijnen et al. (1992)

Nota-se ainda na Figura 4.24 que, de acordo com Heijnen et al. (1992), as três fases da figura correspondem aos três estágios de formação do biofilme definidos anteriormente.

Caso o tempo de residência seja longo, os microrganismos em suspensão podem acumular no reator. Estes irão competir com os microrganismos aderidos no meio suporte; no entanto, os seres em suspensão terão à disposição uma maior concentração de substrato. Como resultado, a taxa de crescimento dos microrganismos em suspensão será maior do que a dos aderidos.

Nogueira et al. (2002) observou em trabalho realizado com dois reatores com biofilmes operando em dois tempos de retenção hidráulica diferentes (0,8h e 5,0h) que a nitrificação e a remoção de carbono combinadas, em condições limitadas de oxigênio, puderam ser efetuadas no reator com baixo tempo de retenção, porém falhou no outro reator.

Segundo esses autores, esta inesperada descoberta foi causada pela formação de uma espessa camada heterotrófica sobre o biofilme responsável pela nitrificação no reator com TDH de 5 horas, a qual limitou o fornecimento de oxigênio. Assim, pode-se concluir que o prolongamento do tempo de detenção hidráulica nem sempre é

suficiente para aumentar a nitrificação e a remoção de nitrogênio em reatores que utilizam biofilmes.

A velocidade de fluxo também está intimamente ligada à formação do biofilme. Altas velocidades aumentam a ocorrência de choque entre as partículas, o que provoca um desprendimento de parte das camadas externas do biofilme, alterando, assim, suas características.

A erosão, vista como a remoção contínua de pequenas partículas da interface biofilme-líquido, gera um biofilme com superfície mais lisa. Por sua vez, a perda de pedaços maiores de biofilme, geralmente ocorrida próxima à interface biofilme-substrato, leva a um aumento da rugosidade do biofilme (PICIOREANU et al., 2000).

O efeito da velocidade de fluxo ascendente sobre a concentração de biofilme, de acordo com Shieh et al. (1981) pode ser resumido na Figura 4.25. As conclusões que podem ser obtidas da figura são as seguintes:

- ✓ Quanto maior a espessura do biofilme, maior a taxa de diminuição da concentração de biomassa com o aumento da velocidade. Portanto, o decréscimo na concentração de biomassa, com o aumento da velocidade de fluxo, é muito mais significativo quando o biofilme é mais espesso;
- ✓ Para um dado tamanho do meio, existe uma velocidade superficial em que duas diferentes espessuras de biofilme produzem a mesma concentração de biomassa no reator.

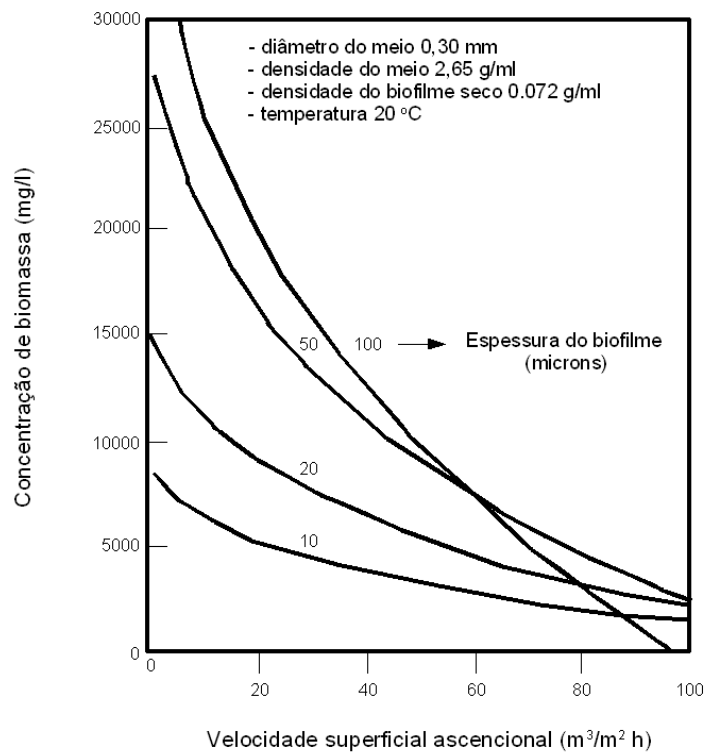


Figura 4.25: Efeito da velocidade sobre a concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al. (1981)

As tensões de cisalhamento que ocorrem devido ao atrito entre as partículas proveniente do acréscimo da velocidade de circulação do fluido no reator provocam o desprendimento de camadas, o que altera a espessura do biofilme e, desta forma, sua estrutura.

O efeito da espessura do biofilme sobre a concentração de biomassa é mostrado na Figura 4.26. Verifica-se que, para meios de tamanho menor, a manutenção de biofilmes mais finos apresenta a vantagem de prevenir o arrastamento da biomassa em altas velocidades de fluxo.

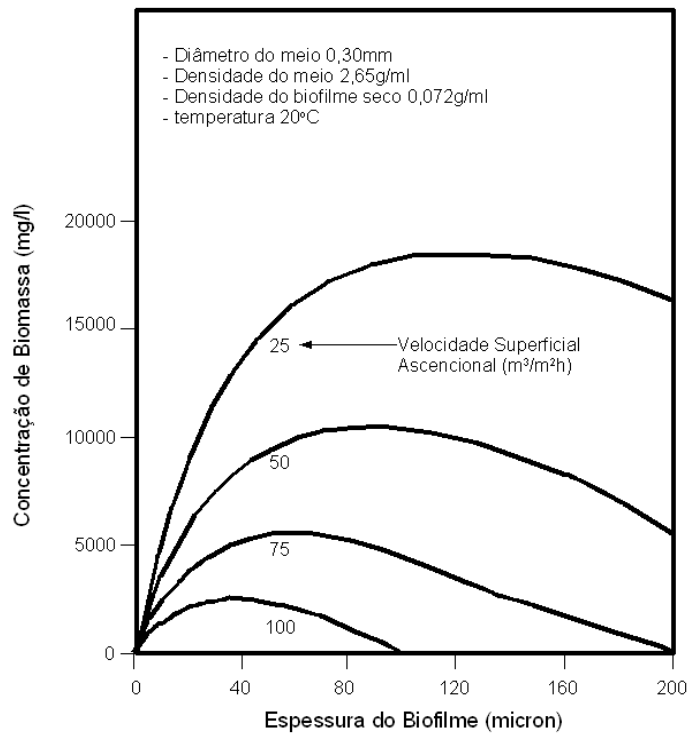


Figura 4.26: Efeito da espessura do biofilme na concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981)

A concentração de biomassa também depende do diâmetro das partículas. Este efeito é previsto por Shieh et al. (1981), em seu modelo, para vários diâmetros das partículas e é apresentado na Figura 4.27.

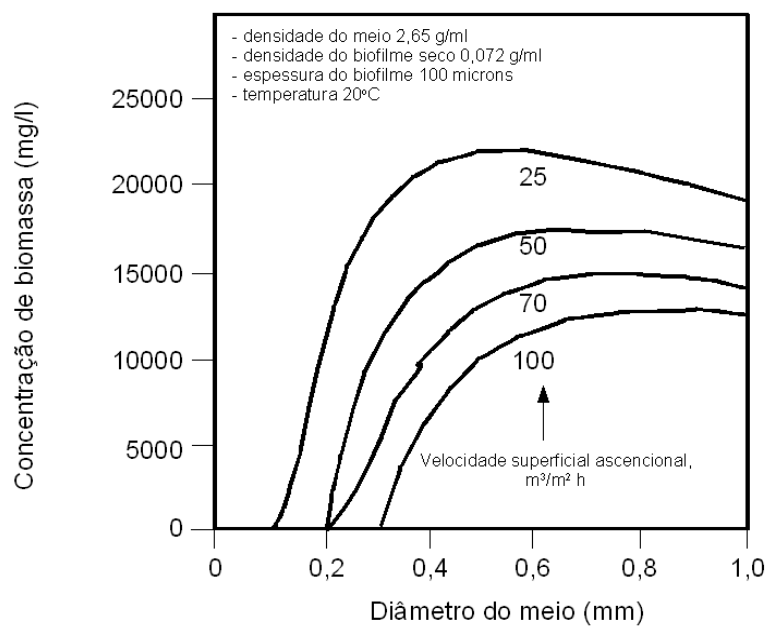


Figura 4.27: Efeito do tamanho do meio na concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981)

As curvas mostram, como uma tendência única, um aumento na concentração de biomassa com o aumento de tamanho do meio, até que um máximo é atingido. O valor máximo depende tanto do meio quanto da velocidade ascendente. A Figura 4.27 mostra também a tendência de carreamento de biomassa para meios de tamanho menor quando uma espessura crítica de biofilme é atingida.

Devido à existência de um ponto de máximo para cada curva, é possível obter a mesma concentração de biomassa com tamanhos diferentes de partículas, para uma velocidade de fluxo e espessura do filme biológico.

As transferências interna e externa de massa são outro importante parâmetro no estudo da formação do biofilme. É através deste estudo que se pode quantificar a concentração de oxigênio nas diversas camadas do biofilme e, conseqüentemente, definir zonas aeróbias, anóxicas e anaeróbias em sua estrutura.

Devido à baixa solubilidade do oxigênio na água, seu fornecimento em quantidade suficiente para atender à demanda dos microrganismos em biofilmes é uma das maiores limitações do uso deste tipo de reator para o tratamento de esgoto.

Estudos do fluxo de oxigênio conseguidos com o auxílio de micro-eletrodos apresentam máximos valores de fluxo de aproximadamente $10 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (Nishidome et al. apud Casey et al., 1999), um valor similar ao calculado por Tjihuis et al. (apud Casey et al., 1999) e que corresponde a uma penetração de oxigênio calculada na ordem de $100 \mu\text{m}$ de profundidade.

No entanto, valores atuais dependem da densidade do biofilme, da difusividade efetiva de oxigênio no biofilme e dos microrganismos presentes. Além do mais, a espessura do biofilme geralmente excede a penetração do oxigênio, fazendo com que uma fração significativa do biofilme não participe dos processos aeróbios de degradação do substrato (CASEY et al, 1999).

Casey et al. (1999) estudaram o fluxo de oxigênio em biofilmes em um *Membrane-Aerated Biofilm Reactor* (MABR). A Figura 4.28 mostra a relação entre o fluxo de oxigênio e a espessura do biofilme em diferentes concentrações de acetato.

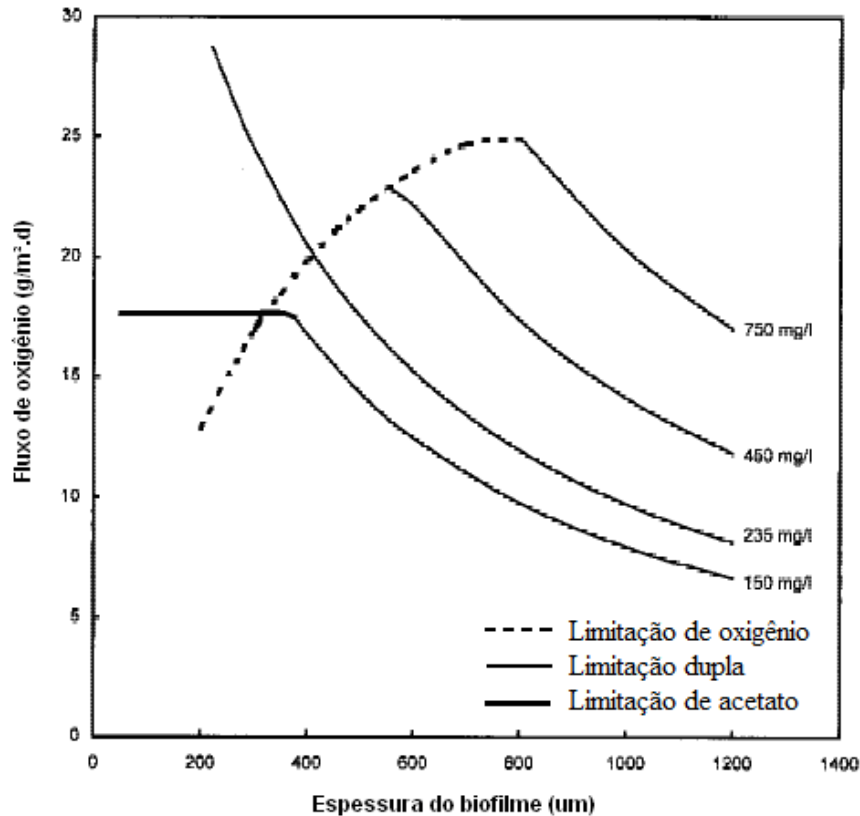


Figura 4.28: Perfil do fluxo de oxigênio em biofilmes em função das espessuras e concentrações de acetato. Adaptado de Casey et al. (1999).

Em todos os ensaios foi utilizada uma pressão de oxigênio intramembrana de 1 bar para os cálculos. Em altas concentrações de acetato nos biofilmes mais finos, a penetração de acetato do biofilme foi completa e o oxigênio foi o fator limitante. Acima de uma espessura crítica de biofilme, o acetato e o oxigênio se tornam limitantes. Em baixas concentrações de substrato, em biofilmes finos, ocorreu uma penetração completa de oxigênio no biofilme, e a limitação deu-se por conta do acetato. De forma geral, em biofilmes mais espessos, o substrato não é capaz de penetrar totalmente, predominando, assim, uma dupla limitação.

O uso de oxigênio puro proporcionaria uma maior penetração de oxigênio no biofilme, mas esta estratégia não é muito utilizada pela baixa eficiência na transferência de oxigênio e ao seu alto custo operacional.

5. MATERIAL E MÉTODOS

Para o estudo hidrodinâmico do reator, serão utilizadas água limpa (potável) e areia, que deverá estar suspensa no meio. A bancada experimental foi instalada no Laboratório de Hidrologia e Hidrometria da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira (FEIS).

O desenvolvimento do presente estudo foi realizado utilizando quatro reatores aeróbios de leito fluidizado construídos com tubos de PVC (policloreto de vinila). Cada reator possui um tubo externo de 250 mm e um tubo interno de diâmetro variável.

A altura nominal do reator é 2,60 m e a altura da coluna de fluido é 2,35 m. O tubo interno apresenta altura igual a 2,22 m, posicionado a 5 cm acima do fundo do reator. Os reatores ainda são dotados de injetores de ar comprimido, se fazendo necessário um compressor de ar.

O tubo interno apresentava inicialmente uma altura de 2,10 m, no entanto seu comportamento foi insatisfatório por proporcionar uma grande quantidade de gás no separador de sólidos, o que pôde ser notado visualmente. Em decorrência disto, decidiu-se por prolongá-lo em 12 cm com a finalidade de minimizar este efeito.

Esses injetores foram confeccionados em PVC e possuem um diâmetro de 40 mm cada, perfurados em 6 carreiras com 26 furos. Cada furo possui um diâmetro

aproximado de 1 mm, proporcionando uma área total de injeção de ar de cerca de 1,23 cm². O topo do injetor encontra-se 15 cm acima do fundo do reator. A Figura 5.1 mostra detalhes do injetor, bem como do fundo do reator composto por uma entrada de ar comprimido de 12,5 mm (½”) e por um dreno de 25 mm (1”).



Figura 5.1: Detalhe do injetor de ar e do fundo do reator

Gebara (2006) observou, quando da utilização de pedras sinterizadas como difusores de ar, que à medida que se aumentava a vazão de ar, a heterogeneidade do leito aumentava e surgiam grandes cavidades, sugerindo a ocorrência do pistonamento, além de apresentarem resistência mecânica insuficiente. Devido ao comportamento hidrodinâmico insatisfatório, Gebara (op. cit.) propôs injetores, como os apresentados na Figura 5.1, os quais apresentaram bons resultados.

A vazão de entrada de ar comprimido no sistema é controlada por um rotâmetro, o qual se localiza após válvula reguladora de pressão. Estes equipamentos permitem controlar a vazão de ar injetada no reator.

Por conveniência, os reatores são nomeados conforme o diâmetro de seu tubo interno em milímetros. Assim sendo, os reatores a serem utilizados no trabalho

serão: R100, R125, R150 e R200. A Figura 5.2 apresenta o esquema do reator R100.

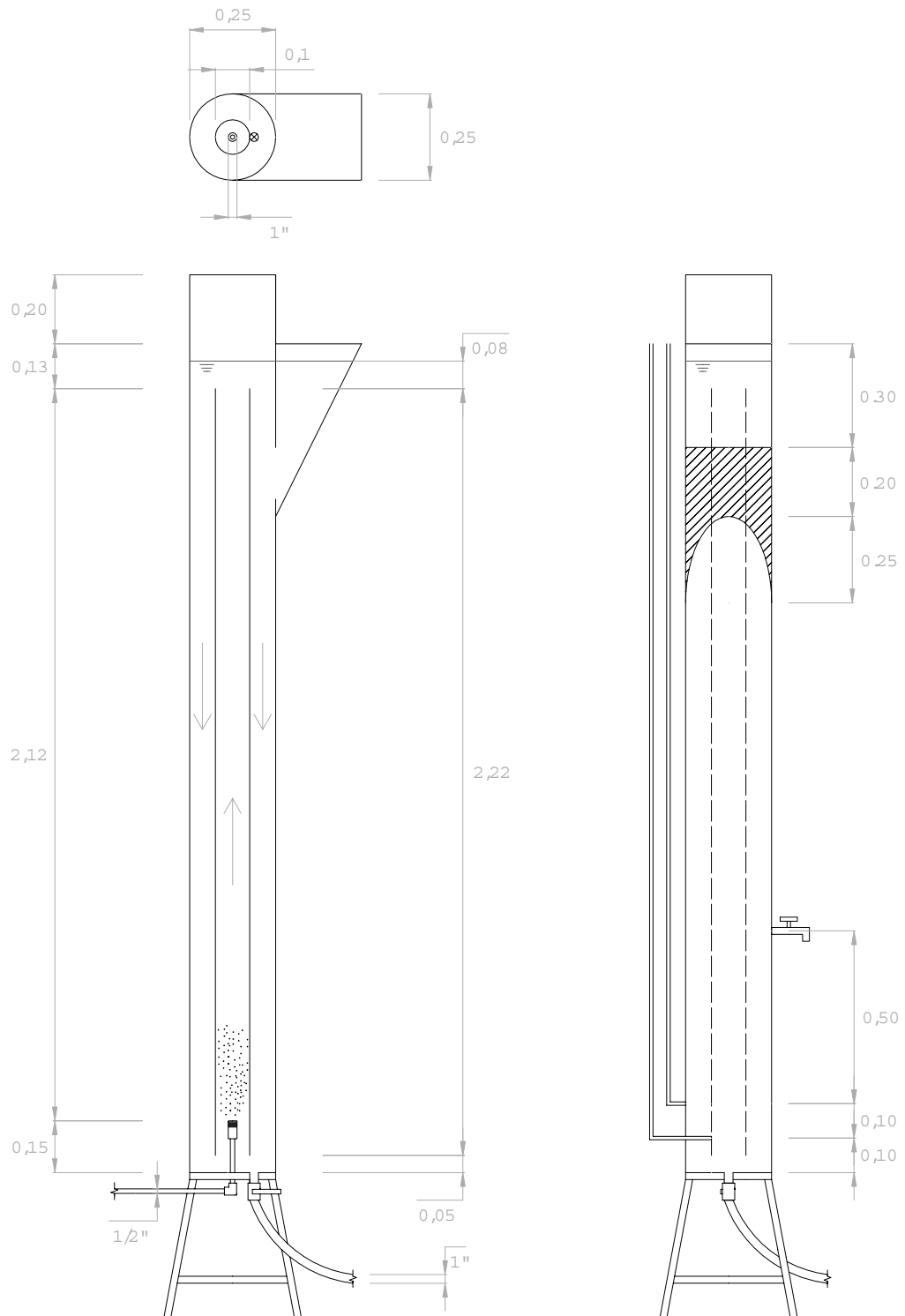


Figura 5.2: Esquema de um reator R100

Como pode ser visto na Figura 5.2, o reator é dotado de dois piezômetros, localizados nos tubos interno e externo, os quais estão posicionados a 10 cm e a 20 cm da base do reator, respectivamente. O Quadro 5.1 resume a geometria desses reatores.

Quadro 5.1: Características geométricas dos reatores.

Reator	A_i (m ²)	A_e (m ²)	A_e/A_i	H (m)	$L_{\text{circulação}}$ (m)
R100	0,00785	0,04123	5,25	2,35	4,70
R125	0,01227	0,03682	3,00	2,35	4,70
R150	0,01767	0,03142	1,78	2,35	4,70
R200	0,03142	0,01767	0,56	2,35	4,70

A Figura 5.3 representa de forma esquemática os diversos equipamentos utilizados para a realização dos ensaios hidrodinâmicos presentes neste trabalho, que serão descritos a seguir.

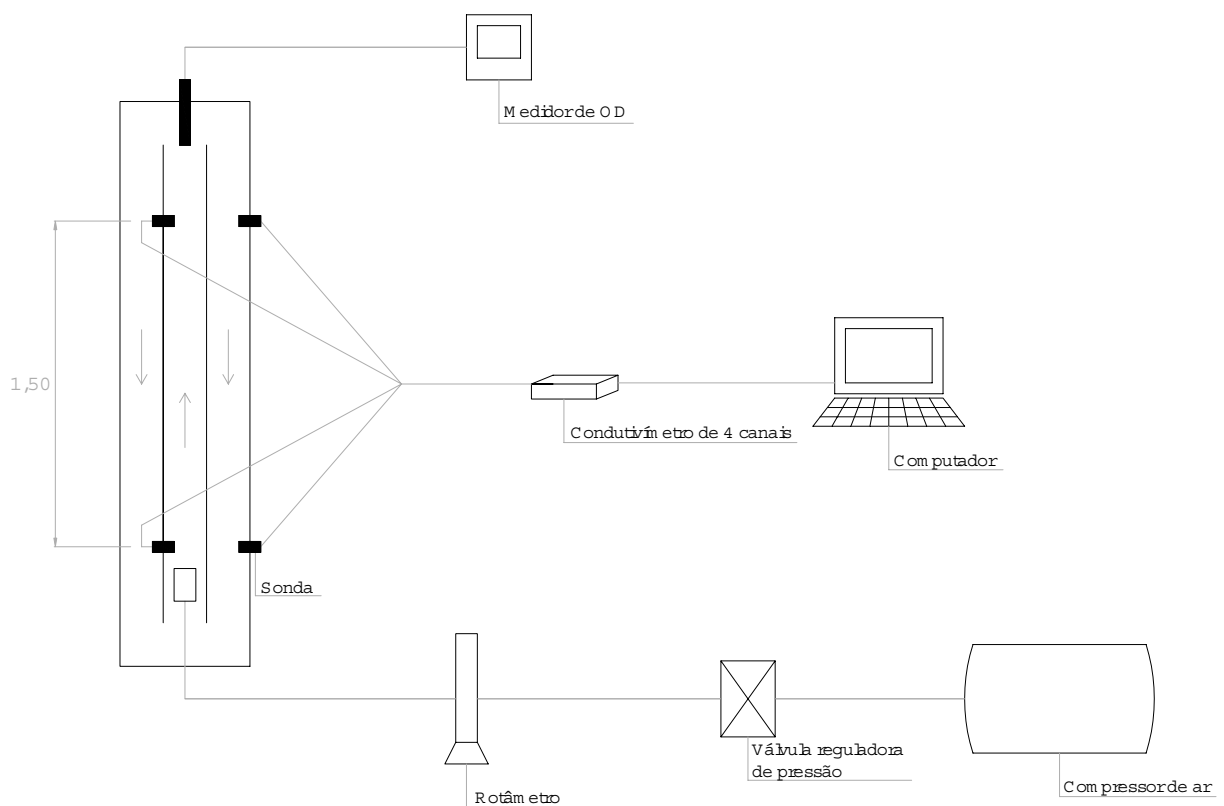


Figura 5.3: Representação esquemática dos equipamentos utilizados.

5.1. Verificação de suspensão do meio suporte

A verificação consiste em coletar, em uma proveta graduada, 1 litro de amostra no tubo de descida do reator. O material coletado deve permanecer durante 1 minuto em repouso e, logo após, deve-se medir o valor do volume decantado. Para a retirada da amostra, foi instalada uma tomada com válvula de fecho rápido na parede do tubo externo, conforme apresentado na Figura 5.4.



Figura 5.4: Detalhe da torneira para retirada de amostra do reator

Para a constatação de que a concentração de areia presente no reator é a desejada de 100 g/l – conforme pré-estabelecido – foi preparada previamente uma mistura com a mesma concentração, com o auxílio de uma balança de precisão e, então, comparou-se os volumes de areia sedimentados na proveta.

A definição da concentração do meio suporte em 100 g/l para os ensaios de $K_L a$ nos quatro reatores foi definida em função da necessidade de encontrar um equilíbrio entre a disponibilidade de superfícies para a formação do biofilme e da suspensão da areia de forma homogênea. Estudos anteriores, como o de Hernandez (2002), apresentam resultados satisfatórios para esta concentração.

Entretanto, para verificar o efeito da fração volumétrica de sólidos na hidrodinâmica do reator foram realizados ensaios para concentrações de areia que variam de 30 a 150 g/l, como é descrito neste capítulo. A verificação de suspensão do meio suporte para estas concentrações é realizada com o mesmo método, previamente descrito.

Quando da escolha do diâmetro das partículas, esses critérios também foram decisivos, pois uma partícula relativamente pequena proporcionaria, para mesmas concentrações, uma maior área de contato para o crescimento do biofilme. Desta forma, o diâmetro estipulado foi de aproximadamente 0,28 mm.

5.2. Ensaio de velocidade de circulação do fluido

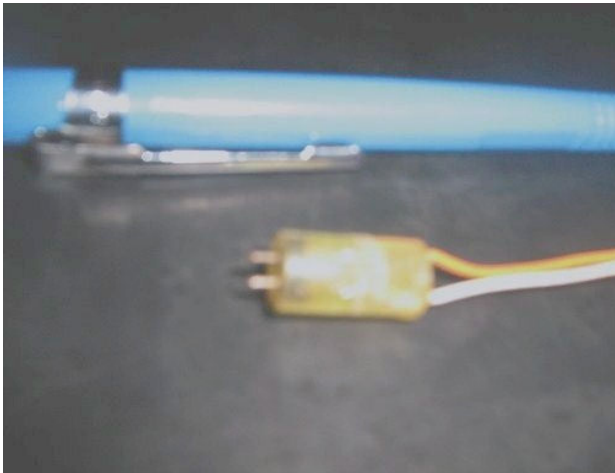
Os ensaios de velocidade de circulação foram realizados com o auxílio de um sistema de medição de condutividade elétrica da água, composto por quatro sondas, sendo duas posicionadas no tubo de descida e duas no tubo de subida. Estas sondas possuem as pontas banhadas a ouro para evitar a oxidação durante a experimentação.

As sondas estão interligadas a um condicionador de sinais que provê alimentação com corrente alternada e o condicionamento do sinal elétrico resultante. Elas detectam a presença do traçador – cloreto de sódio (NaCl) – e emitem sinais para que a leitura possa ser feita.

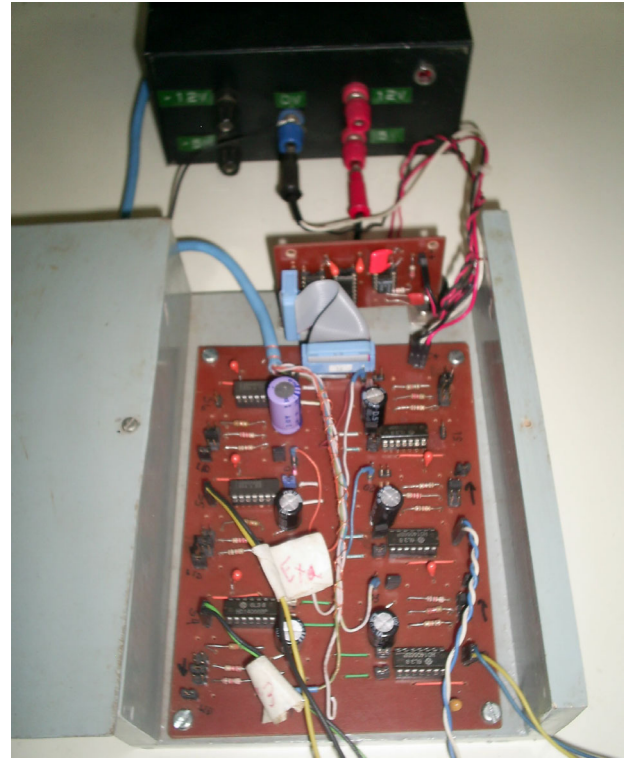
Os dados de tensão de duas sondas são lidos em intervalos constantes de tempo pelo programa de aquisição de dados (dez leituras por segundo). O sistema efetua esta leitura por meio de uma interface de conversão Analógico-Digital de 12 bits de resolução.

Esse sistema permite o uso simultâneo de várias sondas e a aquisição dos dados por meio de um computador, incluindo *softwares* para a operação e calibração do sistema. O sistema foi baseado em equipamento desenvolvido por Guardia Filho (2001) para estudos do tipo.

A Figura 5.5 apresenta o detalhe da sonda instalada no reator, bem como o condutivímetro de quatro canais utilizado para o ensaio.



(a)



(b)

Figura 5.5: (a) sonda instalada no reator e (b) condutivímetro de quatro canais.

A adição de NaCl se deu por meio de um suporte instalado no topo do reator provido de um tubo de PVC de $\frac{3}{4}$ " posicionado no alinhamento do eixo longitudinal do tubo interno do reator. A solução era armazenada no tubo do suporte – ainda fechado em sua extremidade inferior – do qual, em seguida, era retirada a tampa para que o sal fosse introduzido no reator em um curto espaço de tempo, a fim de evitar uma prévia dispersão do mesmo.

O resultado obtido de um ensaio deve ser semelhante ao mostrado na Figura 5.6. Pode-se notar que a curva para cada sonda apresenta picos que representam o instante em que a maior concentração da nuvem de traçador passa pela sonda, diminuindo a tensão.

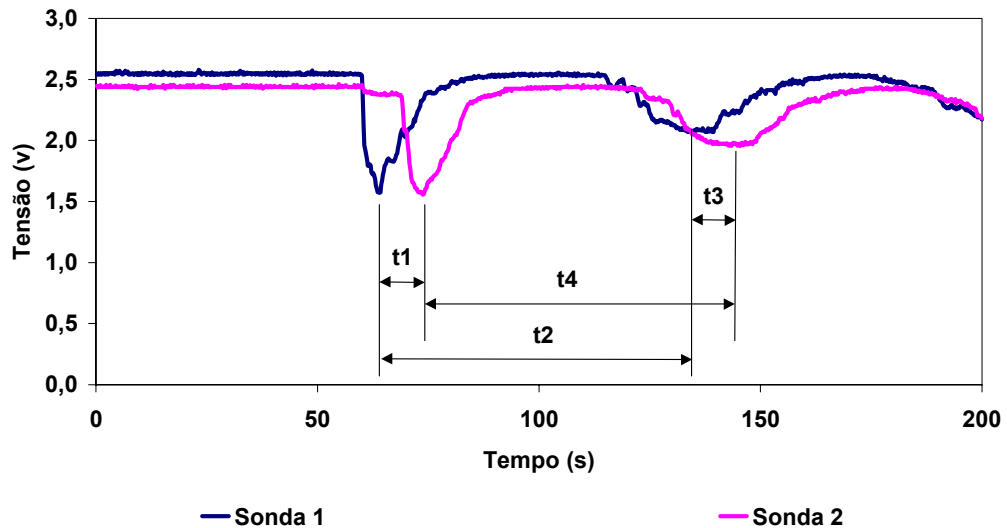


Figura 5.6: Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador

O comportamento das resistências ao longo do tempo permite identificar dois intervalos de tempo, t_2 e t_4 , como pode ser observado na Figura 5.6, os quais representam o tempo necessário para o traçador percorrer um ciclo completo. Os intervalos de tempo t_1 e t_3 , por sua vez, definem o tempo necessário para o traçador percorrer a distância entre as duas sondas. Teoricamente os intervalos t_1 e t_3 devem ser iguais, assim como o que deve acontecer com os intervalos t_2 e t_4 .

As vazões de ar – controladas através do rotâmetro – utilizadas nos ensaios com água limpa são 300 l/h, 500 l/h, 700 l/h, 1000 l/h, 1500 l/h, 2000 l/h e 2500 l/h. Para a verificação do efeito da presença de sólidos no reator de forma pormenorizada, foi realizada uma bateria de outros ensaios com o reator R100 variando-se a concentração de areia, sendo estas 30 g/l, 70 g/l, 100 g/l e 150 g/l, para uma vazão constante de 2500 l/h.

Essa configuração foi selecionada, pois seria capaz de manter o material suporte em suspensão para as concentrações determinadas, uma vez que proporcionaria maiores velocidades de circulação para uma mesma vazão de ar, quando comparado aos outros reatores.

Com posse dos gráficos gerados pelo movimento dos traçadores ao longo do reator, são estimados ainda os tempos de mistura para todas as configurações e parâmetros de funcionamento descritos neste item. O procedimento para tal é

baseado nas concentrações de sal representadas como leituras de tensão nos ensaios com traçadores.

O tempo de mistura considerado é dado pelo momento em que todas as leituras de tensão realizadas em um ciclo forem menores ou iguais a 5% do valor máximo da leitura de tensão do primeiro ciclo em referência à leitura final já estabilizada. A Figura 5.7 ilustra este método.

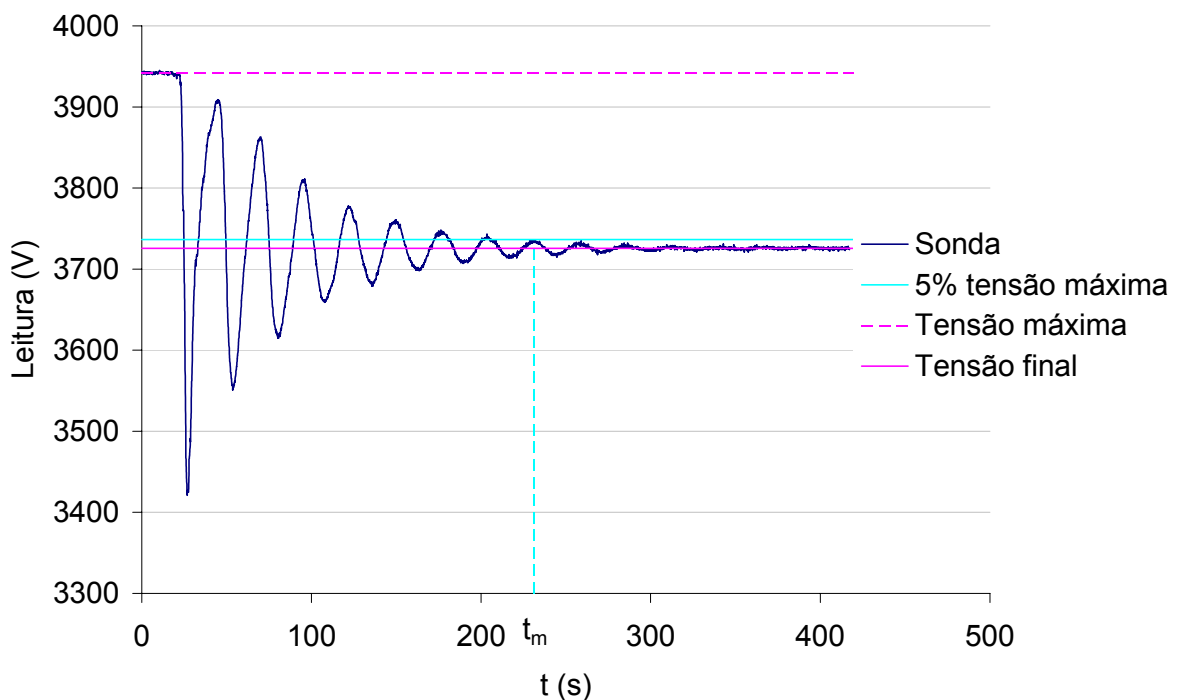


Figura 5.7: Exemplo de procedimento para determinação do tempo de mistura

Outro parâmetro identificado através deste ensaio é o coeficiente de dispersão longitudinal do reator. O coeficiente é estimado a partir do tempo de passagem do traçador ao longo da sonda e sua comparação ao tempo gasto pelo traçador na próxima passagem. Teoricamente, o tempo gasto na segunda passagem é maior que o tempo gasto na primeira ao passo que o sal dispersou-se neste intervalo de tempo, gerando uma nuvem de traçador maior.

O cálculo é baseado em que a solução analítica para a concentração em lançamentos instantâneos apresenta um comportamento gaussiano. Assim, a massa de traçador se distribui num determinado tempo conforme uma curva de Gauss, em

que o comprimento de aproximadamente 95% da massa corresponde a quatro vezes o desvio padrão. A Figura 5.8 apresenta essa curva.

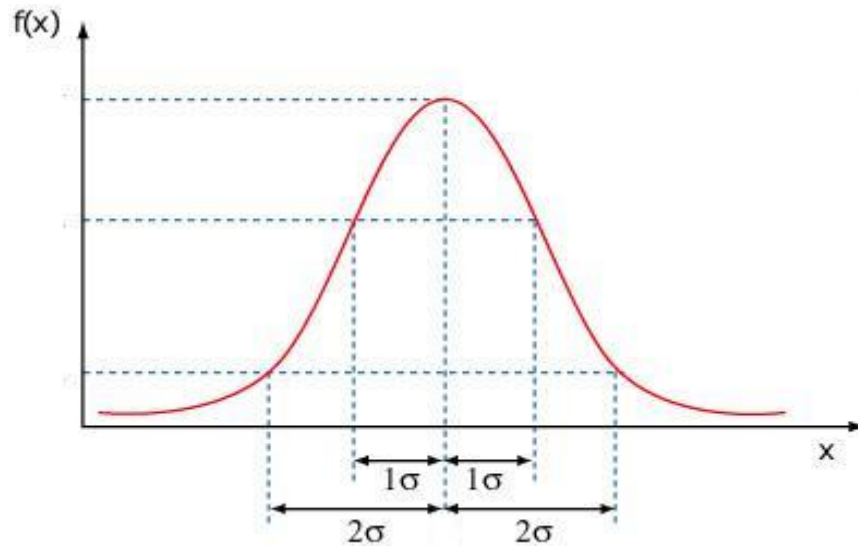


Figura 5.8: Distribuição normal na Curva de Gauss

Sabemos que,

$$\sigma^2 = 2 \cdot D_L \cdot t_d \quad (5.1)$$

Sendo,

σ : desvio padrão (m);

D_L : coeficiente de dispersão longitudinal do reator (m^2/s);

t_d : tempo de duração da passagem da mancha pela sonda (s).

Substituindo 4σ pelo comprimento da mancha (L) e determinando o intervalo entre a primeira e a segunda passagem do traçador pela sonda obtemos,

$$\frac{L_2^2}{16} - \frac{L_1^2}{16} = 2 \cdot D_L \cdot (t_{d2} - t_{d1}) \quad (5.2)$$

Sendo,

L_1 e L_2 : comprimento da mancha na primeira e segunda passagens pela sonda respectivamente (m);

t_{d1} e t_{d2} : tempo de duração da mancha na primeira e segunda passagens pela sonda respectivamente (s).

No entanto sabe-se que $L=V_L.t_d$, e assim obtêm-se,

$$D_L = \frac{(V_L.t_{d2})^2 - (V_L.t_{d1})^2}{32.t_p} \quad (5.3)$$

Sendo,

V_L : velocidade do líquido (m/s);

t_p : intervalo de tempo entre as duas passagens do traçador pela sonda (s).

Substituindo V_L por $\Delta L/t_p$ obtêm-se finalmente,

$$D_L = \frac{\Delta L^2}{32} \left(\frac{t_{d2}^2 - t_{d1}^2}{t_p^3} \right) \quad (5.4)$$

Sendo,

ΔL : distância do percurso do traçador na passagem entre as sondas (m).

GIOVANNETTONE e GULLIVER (2008) apresentaram uma equação para o cálculo do coeficiente de dispersão longitudinal na qual este coeficiente é determinado por ajuste da equação aos dados de passagem do traçador pela sonda. Para isto, foi utilizada injeção instantânea de traçador fluorescente num reator *airlift* (concentração em função do tempo).

$$C = C_t \sum_{i=1}^I \left[\left(\frac{Bo.t_d}{4\pi.t} \right)^{1/2} \exp \left(- \frac{(z + iH - U_L t)^2}{4U_L H.t} Bo \right) \right] \quad (5.5)$$

Sendo:

C_t : concentração do traçador em regime permanente (kg/m³);

Bo : número de Bodenstein ($Bo = U_L.H/D_L$)

t_d : tempo de passagem do traçador pela sonda (s);

t: tempo (s)

z: distância vertical em relação ao fundo do reator (m);

H: altura da coluna do líquido (m);

U_L : velocidade superficial do líquido (m/s).

5.3. Determinação do coeficiente de aeração

Os ensaios para determinação do K_La foram realizados nos reatores piloto com água limpa e em meio trifásico, com o objetivo principal de verificar a eficiência dos borbulhadores e estimar as vazões de ar necessárias para as cargas orgânicas.

Para isso, utilizou-se um medidor portátil de oxigênio dissolvido marca DIGIMED – DM-4, com termômetro embutido. A determinação do coeficiente K_La seguiu a metodologia padronizada para emprego com água limpa, método não estacionário, recomendada pela ASCE (1990).

O cloreto de cobalto foi utilizado como catalisador e o sulfito de sódio utilizado como reagente, para anular a concentração de oxigênio do meio fluido, o qual é, em seguida, reoxigenado.

O processo de reoxigenação se caracteriza pela etapa iniciada após uma mistura completa do reagente e, por conseguinte, o registro de leituras não nulas de OD. Estas leituras serão anotadas em intervalos de tempo pré-definidos até que o OD alcance um nível próximo ao de saturação.

Nos ensaios com água limpa (meio bifásico), as vazões de ar utilizadas são 1000 l/h, 1200 l/h, 1500 l/h, 1800 l/h, 2100 l/h e 2500 l/h. Em meio trifásico, utilizando-se areia em concentração igual a 100 g/l, os ensaios, devem repetir as mesmas vazões de ar. Outros ensaios em meio trifásico com concentração de areia variando em um intervalo de 30 g/l a 150 g/l foram realizados no reator R100 a vazões de ar de 2500 l/h.

Para se obter valores confiáveis de K_La , foram realizados dois ensaios para cada vazão de ar, sendo que, caso houvesse um erro acima de 10%, outro ensaio seria realizado, desconsiderando-se, então, o ensaio mais discrepante.

De posse dos dados obtidos no ensaio, procedeu-se o cálculo do K_La através de uma regressão não linear, conforme algoritmo recomendado pela ASCE (1990). Para isto, foi utilizado o programa em linguagem de macros apresentado por Gebara et al. (2001).

Nesse programa, os valores de K_La , C_s (concentração de saturação de oxigênio) e C_0 (concentração de oxigênio no tempo $t=0$) são ajustados a partir de uma estimativa inicial fornecida manualmente. A Figura 5.9 apresenta a visualização dos dados no ambiente do programa, com os resultados fornecidos em vermelho.

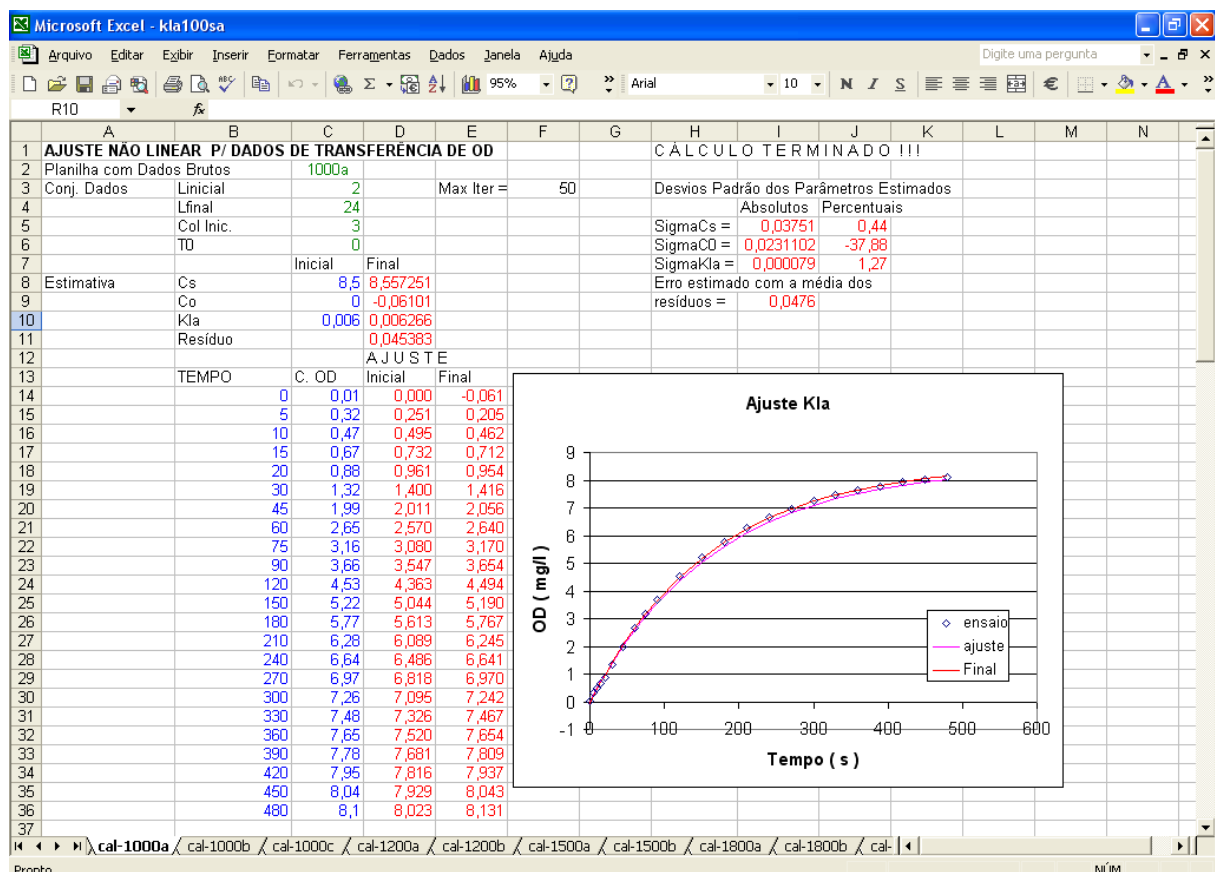


Figura 5.9: Exemplo da tela após execução do programa

Conforme método recomendado pela ASCE (1990), pode-se determinar o fluxo de massa de oxigênio transferido pelo ar para o meio líquido. Este fluxo, denominado

Taxa de Transferência Padrão de Oxigênio SOTR (Standard Oxygen Transfer Rate), é calculado a partir do coeficiente de transferência global de oxigênio $K_L a$, e do valor da concentração de saturação de OD (C_∞), os quais devem ser corrigidos para a temperatura e pressão padrão, que tem valores usuais respectivamente de 20°C e 1atm.

O $K_L a$ com temperatura corrigida é denominado de $K_L a_{20}$ e o C_∞ corrigido é denominado de $C_{\infty 20}$, e são determinados pelas equações (5.6) e (5.7).

$$K_L a_{20} = K_L a * \theta^{(20-T)} \quad (5.6)$$

$$C_{\infty 20} = C_s * \left(\frac{1}{\tau * \Omega} \right) \quad (5.7)$$

Sendo,

T: temperatura durante o ensaio realizado (°C);

θ : fator empírico de correção de temperatura, o qual é utilizado comumente como 1.024, a menos que se prove ter um valor diferente para o sistema de aeração;

τ : fator de correção de temperatura, sendo ele calculado pela Equação (5.7);

Ω : fator de correção de pressão, o qual pode ser dado pela a Equação (5.8) para tanques com profundidade de até 6,1m.

$$\tau = \frac{C_{st}}{C_{s20}} \quad (5.8)$$

$$\Omega = \frac{P_b}{P_s} \quad (5.9)$$

Sendo,

C_{st} : valor tabelado da concentração de oxigênio dissolvido a temperatura do teste, a uma pressão total padrão de 1atm e 100% de umidade relativa (mg/l);

C_{s20} : valor tabelado da concentração de oxigênio dissolvido a 20°C, pressão padrão de 1atm e 100% de umidade relativa (mg/l);

P_b : pressão barométrica durante o teste (mBar);

P_s : pressão barométrica padrão de 1atm (mBar).

Após a determinação das variáveis anteriores, o SOTR pode ser calculado pela Equação (5.10).

$$SOTR = K_L a_{20} \cdot C_{\infty 20} \cdot Vol \quad (5.10)$$

Sendo Vol o volume do reator utilizado (l). $K_L a_{20}$ é dado em $[s^{-1}]$, concentração em [mg/l] e SOTR em [mg/s].

A eficiência padrão de aeração SAE (Standard Aeration Efficiency) em [mg/sW], traz a efeito de comparações a taxa de transferência de oxigênio por unidade de potência inserida, e pode ser calculada pelas equações (5.11) e (5.11)

$$SAE = \frac{SOTR}{Pot} \quad (5.11)$$

$$Pot = \frac{\rho_g Q_{ar} RT_1}{K} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^K - 1 \right] \quad (5.12)$$

Sendo,

ρ_g : massa específica do ar (kg/m^3);

Q_{ar} : vazão de ar injetada (m^3/s);

R: constante do gás (287 Nm/kg.K);

T_1 : temperatura antes da compressão (K);

P_1 : pressão absoluta antes da compressão;

P_2 : pressão absoluta depois da compressão;

K: adimensional (0,283).

A eficiência de transferência padrão ainda pode ser calculada como uma fração SOTE (Standard Transfer Efficiency as a Fraction), sendo representado pela Equação (5.13).

$$SOTE = \frac{SOTR}{\rho_g Q_{ar}} \quad (5.13)$$

5.4. Determinação da fração volumétrica de ar

A fração volumétrica de ar foi determinada para os meios bifásico e trifásico. Para isto, foram utilizados dois piezômetros, sendo um instalado no tubo interno e outro instalado no tubo externo, como mostra a Figura 5.2. O equacionamento para a determinação da razão volumétrica de ar é apresentado a seguir.

5.4.1. Meio bifásico

A fração volumétrica de ar para meio bifásico foi determinado conforme o equacionamento apresentado a seguir, de acordo com o esquema apresentado na Figura 5.10.

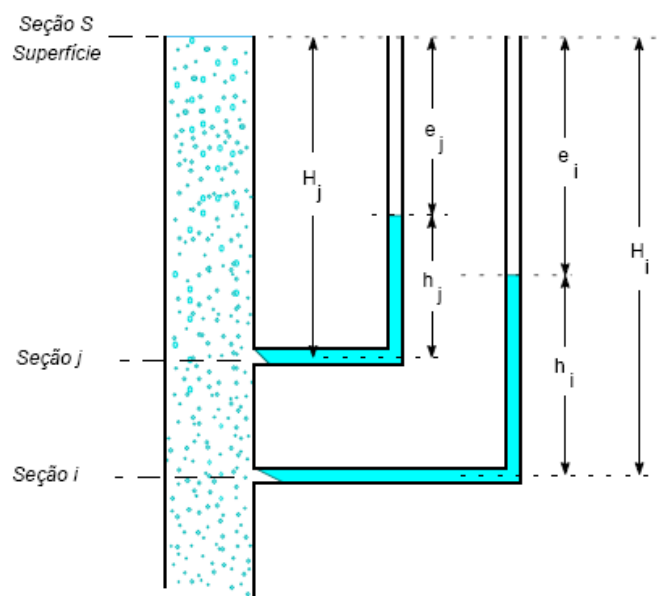


Figura 5.10: Esquema para cálculo da expansão do leito (Fonte: Dall'Aglio Sobrinho et al., 2000)

Seja uma coluna de bolhas com altura L com ar em seu interior, a expansão do leito é dada pelo volume de gás dividido pela área do tubo. Pelo esquema têm-se que a expansão e_i do leito entre a seção i e a superfície é,

$$e_i = H_i - h_i \quad (5.14)$$

A expansão relativa ao tamanho total da coluna aerada, ε_g , representa o volume de gás dividido pelo volume total de água e gás.

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{h_i}{H_i} \quad (5.15)$$

5.4.2. Meio trifásico

Seja uma coluna de bolhas de altura h_d com ar em seu interior e y_p a altura da coluna no piezômetro, conforme a Figura 5.11, pode-se escrever que:

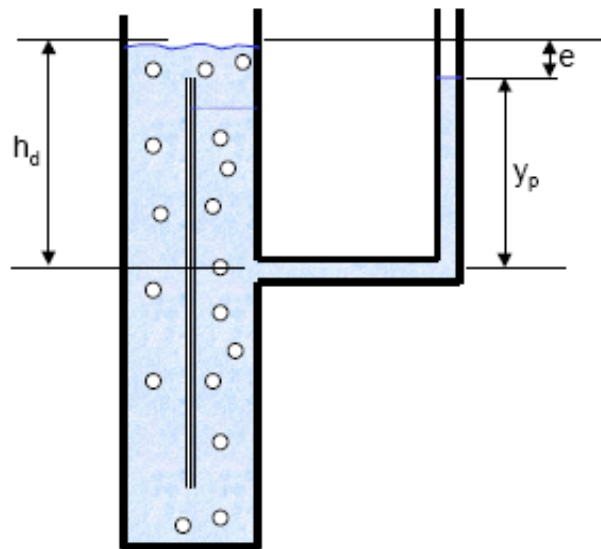


Figura 5.11: Esquema para cálculo da fração volumétrica de ar (Fonte: Ruggeri Júnior, 2002)

$$\gamma_M \cdot h_d = \gamma_L \cdot y_p \quad (5.16)$$

Sendo,

γ_M : peso específico da mistura (ar, sólido e líquido);

γ_L : peso específico no piezômetro;

h_d : altura de dispersão (cm);

y_p : altura da coluna de água no piezômetro (cm).

Dividindo-se a Equação (5.16) por g , temos,

$$\rho \cdot h_d = \rho_L \cdot y_p \quad (5.17)$$

Sendo,

ρ : massa específica da mistura (g/l);

ρ_L : massa específica da água (1000 g/l).

A massa específica da mistura pode ser definida como,

$$\rho = \frac{\rho_L \cdot Vol_L + \rho_S \cdot V_S}{Vol_L + Vol_S + Vol_g} \quad (5.18)$$

Sendo,

Vol_L : volume do líquido (l);

Vol_S : volume do sólido (l);

Vol_g : volume de ar (l);

ρ_S : massa específica dos sólidos (areia = 2600 g/l).

Redefinindo a Equação (5.18) obtemos,

$$\rho = \frac{(\rho_L + C_{nS}) \cdot Vol_L}{Vol_L + \frac{C_{nS} \cdot Vol_L}{\rho_S} + Vol_g} \quad (5.19)$$

Sendo,

C_{nS} : concentração nominal de sólidos (g/l).

O índice de vazios do leito e a fração volumétrica de ar para um meio trifásico podem ser escritos como,

$$\eta = \frac{Vol_g}{Vol_L + Vol_s} \quad (5.20)$$

Sendo,

η : índice de vazios.

$$\varepsilon_g = \frac{Vol_g}{Vol_L + Vol_s + Vol_g} \quad (5.21)$$

Sendo,

ε_g : fração volumétrica de ar.

Rearranjando as equações, o índice de vazios passa a ser escrito como uma função da relação entre a altura da coluna aerada e a altura da coluna de água no piezômetro, da concentração de sólidos e da massa específica das fases sólida e líquida.

$$\eta = \frac{h_d}{y_p} \cdot \left(\frac{1 + \frac{C_{nS}}{\rho_L}}{1 + \frac{C_{nS}}{\rho_S}} \right) - 1 \quad (5.22)$$

Da relação entre índice de vazios e a fração volumétrica de ar pode-se escrever que,

$$\varepsilon_g = \frac{1}{\frac{1}{\eta} + 1} \quad (5.23)$$

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os ensaios foram realizados em três condições: em meio bifásico (primeira etapa), em meio trifásico com concentração de areia constante (segunda etapa) e em meio trifásico com variação na concentração de areia presente no reator (terceira etapa). No próximo item discutiremos a primeira etapa.

Para uma melhor análise dos resultados, o Quadro 6.1 apresenta as velocidades superficiais de ar e a potência inserida por volume unitário de reação para cada vazão de ar.

Quadro 6.1: Velocidades superficiais de ar e potência inserida para vazões de ar utilizadas

Q_{ar} (l/h)	Potência (W)	Potência unitária (W/m ³)	U_g (m/s)			
			R100	R125	R150	R200
300	9,50	82,4	0,0106	0,0068	0,0047	0,0027
500	15,84	137,3	0,0177	0,0113	0,0079	0,0044
700	22,17	192,2	0,0248	0,0158	0,0110	0,0062
1000	31,67	274,5	0,0354	0,0226	0,0157	0,0088
1200	38,00	329,4	0,0424	0,0272	0,0189	0,0106
1500	47,51	411,9	0,0531	0,0340	0,0236	0,0133
1800	57,01	494,2	0,0637	0,0407	0,0283	0,0159
2000	63,34	549,1	0,0707	0,0453	0,0314	0,0177
2100	66,51	576,6	0,0743	0,0475	0,0330	0,0186
2500	79,18	686,4	0,0884	0,0566	0,0393	0,0221

6.1. Resultados para meio bifásico

6.1.1. Transferência de oxigênio

Para a realização da primeira etapa, alterou-se o tubo interno em função dos quatro diâmetros previamente definidos. Para cada configuração, as vazões de ar variaram de 1000 l/h a 2500 l/h, num total de seis diferentes vazões. Essas vazões correspondem a velocidades superficiais de gás entre 0,00265 a 0,08842 m/s para os tubos internos empregados.

Os ensaios para a determinação do K_{La} foram realizados por duas vezes com a intenção de se obter resultados consistentes. O erro máximo admitido entre os dois valores foi definido em 10%; caso contrário outro ensaio deveria ser feito.

Os dados obtidos de oxigênio dissolvido em função do tempo para a determinação dos coeficientes globais de transferência de oxigênio foram trabalhados de acordo com o método descrito no item 5.3.

A Figura 6.1 apresenta um gráfico de OD em função do tempo utilizado para o cálculo do K_{La} . Aparecem na figura duas curvas ajustadas aos dados: em rosa o ajuste inicial para o processo iterativo e em vermelho o ajuste final. Pode-se notar a precisão do ajuste final ao se observar a proximidade da curva em relação aos pontos referentes ao ensaio.

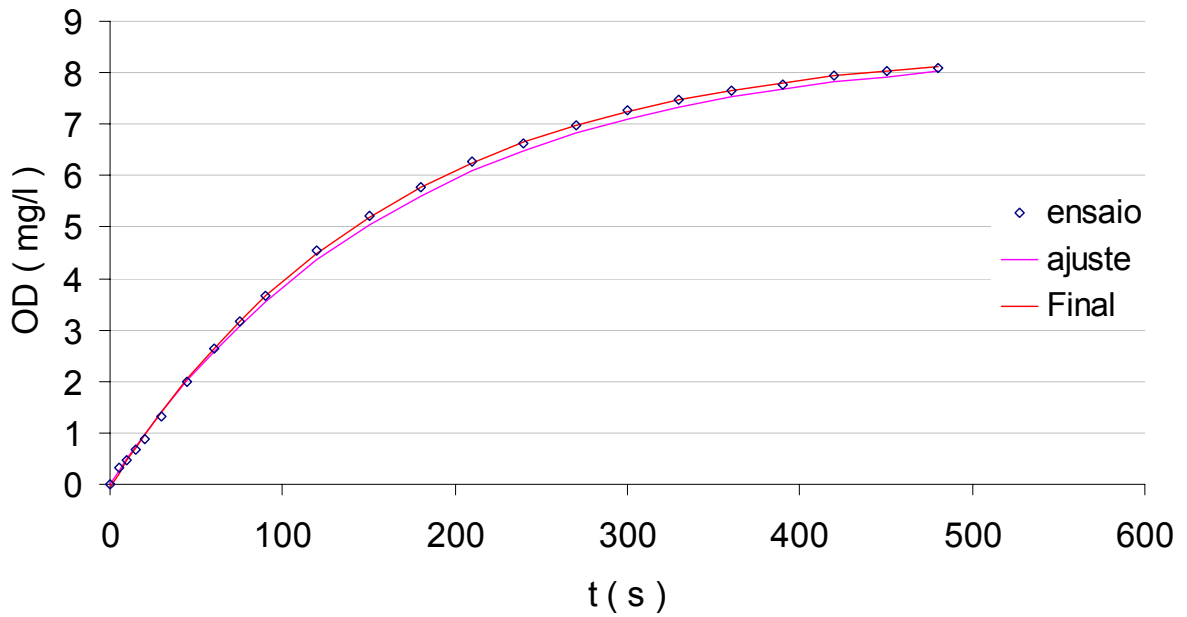


Figura 6.1: Oxigênio dissolvido em função do tempo para vazão de ar de 1000 l/h no reator R100 em meio bifásico e sua curva ajustada

Para facilitar a comparação dos valores, buscou-se padronizar os resultados obtidos do K_{La} de acordo com a temperatura medida no momento do ensaio; para isto, foi calculado o K_{La} com correção para a temperatura de 20°C, que é denominado $K_{La 20}$. Os valores de $K_{La 20}$ obtidos para os ensaios em meio bifásico em função da velocidade superficial do ar são apresentados na Figura 6.2.

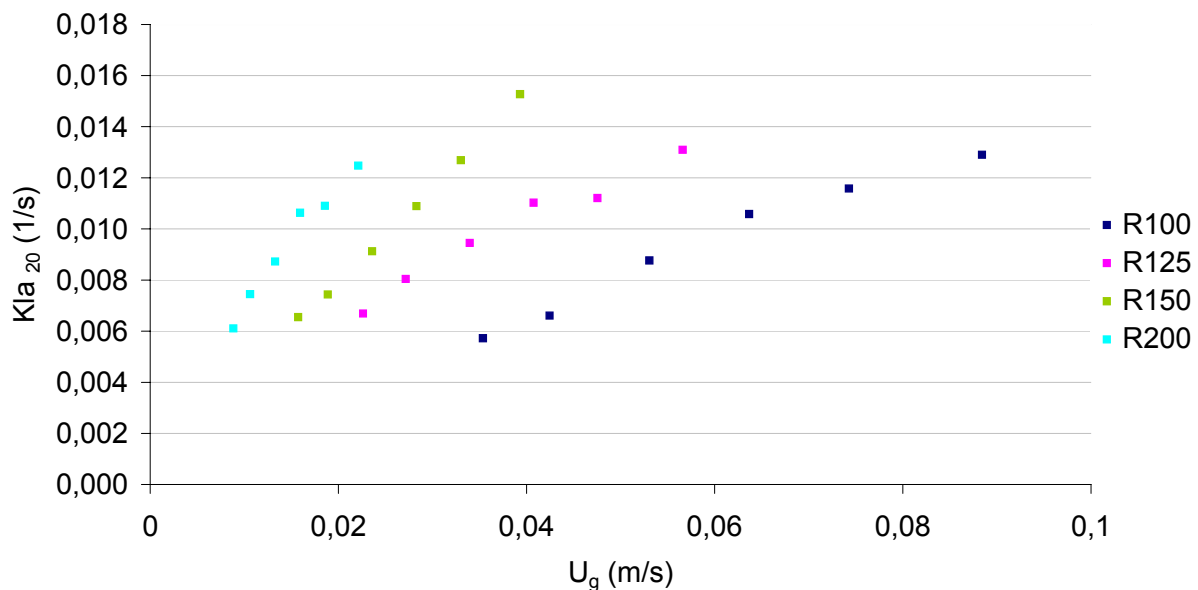


Figura 6.2: Valores de $K_{La_{20}}$ obtidos em meio bifásico

Os valores obtidos são semelhantes ao encontrados em outros trabalhos, conforme descrito no item 4.1.7. A comparação se torna facilitada ao analisar os reatores R100, R125, R150 e R200 de acordo com a relação A_e/A_i . Estas são, respectivamente, 5,25; 3,00; 1,78; e 0,56.

Sinclair e Ryder (apud Bello et al., 1984), por exemplo, encontraram valores que variam de aproximadamente $0,006 \text{ s}^{-1}$ a $0,011 \text{ s}^{-1}$ para uma relação A_e/A_i igual a 3,00 – a mesma relação do reator R125. Estes valores são muito semelhantes aos apresentados na Figura 6.2, numa faixa de vazão de ar compatível, como pode ser observado na Figura 4.8, uma vez que 2500 l/h, por exemplo, equivale a uma potência injetada por volume unitário de 686 W/m^3 .

Ao utilizar uma relação A_e/A_i igual a 0,69, Bello et al. (1984) obtiveram valores de K_{La} a vazões menores iguais a cerca de $0,0085 \text{ s}^{-1}$; valor este muito semelhante ao obtido com o reator R200, a vazões semelhantes, conforme Figura 6.2.

Hernandes (2002), ao estudar o coeficiente de transferência de oxigênio em reatores aeróbio de leito fluidizado com tubos concêntricos com diâmetros interno de 100 mm e externo de 200 mm e altura 6 m, constatou valores de K_{La} entre $0,008 \text{ s}^{-1}$ e $0,018 \text{ s}^{-1}$ para o tubo interno com saída submersa e entre $0,006 \text{ s}^{-1}$ e $0,014 \text{ s}^{-1}$ para

saída livre do tubo interno ao trabalhar com vazões entre 800 e 2500 l/h. Nota-se que os valores são muito próximos aos obtidos com o reator R125 cuja relação A_e/A_i é a mesma.

Estas comparações são importantes para validar a ordem de grandeza dos valores obtidos, uma vez que os valores de $K_L a$ podem alterar de acordo com as características de cada tipo de reator, apesar de possuírem relações A_e/A_i semelhantes.

A Figura 6.2 explicita que para maiores velocidades de gás, maior é a transferência de oxigênio para o meio, conforme previsto. Conclui-se ainda que os pontos obedecem a uma curva na qual os valores de $K_L a$ tendem a estabilizar para maiores velocidades de gás. Esta afirmação é evidenciada principalmente nos resultados para os reatores R100 e R125.

Essa ocorrência deve-se ao fato de que esses reatores apresentam velocidades do líquido maiores no tubo interno para mesmas velocidades superficiais de gás (Figura 6.7). Desta forma, como a transferência de oxigênio é dada, sobretudo, no tubo de subida e uma alta velocidade do líquido é atingida, quando comparada aos demais reatores, se torna evidente uma limitação de $K_L a$ para as maiores vazões de ar estudadas em virtude do menor tempo de contato líquido-gás.

Na Figura 4.8, apresentada por Bello et al. (1984), os resultados de $K_L a$ obtidos por diversos autores apresentam relações lineares. Este comportamento é semelhante ao encontrado principalmente nos reatores R150 e R200 para a faixa de vazão de ar estudada.

Ainda na Figura 6.2, pode-se notar que os reatores com relação A_e/A_i menores atingem valores de $K_L a$ muito maiores para uma mesma velocidade superficial do ar. A causa desta ocorrência também reside no fato de que os reatores com maiores diâmetros de tubo interno apresentam velocidades do líquido menores para as mesmas velocidades superficiais do gás.

O equacionamento apresentado por Miron et al. (2000) e descrito no item 4.7 deste trabalho foi utilizado para se verificar sua compatibilidade com os reatores empregados nos experimentos conduzidos neste trabalho. A Figura 6.3 apresenta os valores encontrados de z para $K_L a_L = \frac{\Phi_a}{U_g^y - 1}$, sendo $\Phi_a = \frac{6zA_i}{A_i + A_e}$. Nos cálculos foram considerados $c = 1$ e $y = -1,4$, conforme sugestão dos autores (op. cit.).

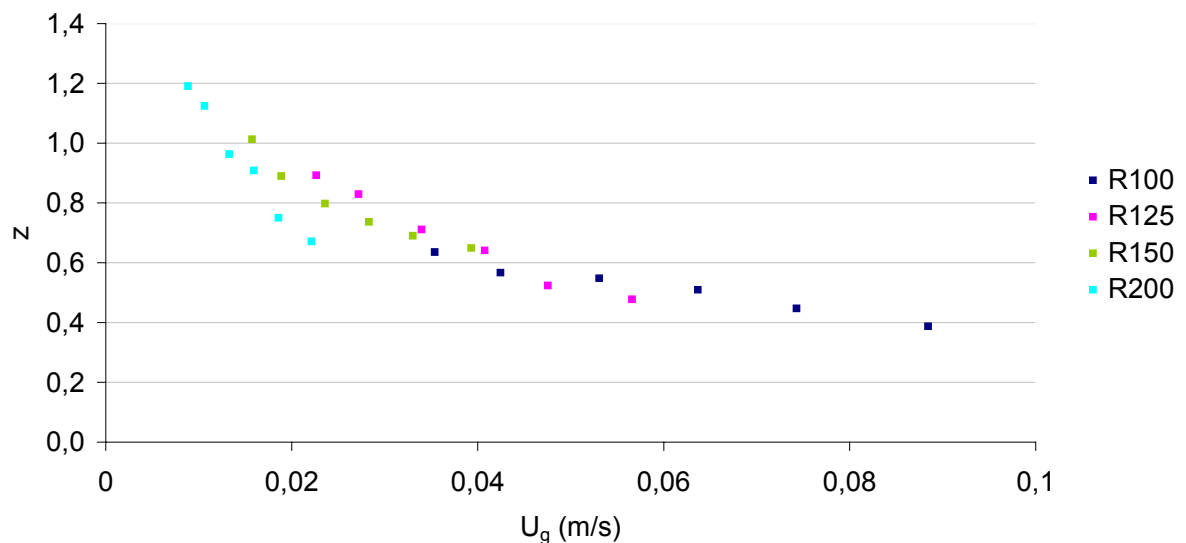


Figura 6.3: Valores de z em função da velocidade superficial do gás obtidos para meio bifásico

Por meio da Figura 6.3, observa-se que os valores de z não são constantes como suposto por Miron et al. (2000). No entanto, nota-se que uma curva atende ao comportamento do parâmetro z para os quatro reatores. Através de um ajuste dos dados, obteve-se uma relação para z em função da velocidade superficial do gás a qual é definida por

$$z = 0,136.U_g^{-0,466} \quad (6.1)$$

Miron et al. (2000) consideraram em seu trabalho que o parâmetro z seria constante, uma vez que é definido como uma razão entre k_L e d_B . A variação dos valores de z apresentados na Figura 6.3 pode ser explicada pelo fato de que o parâmetro k_L pode sofrer alterações de acordo com a velocidade superficial de ar aplicada.

Outra explicação seria o efeito de coalescência das bolhas, o qual acarreta em um aumento do diâmetro das mesmas, alterando assim os valores de z . Neste caso, para que o parâmetro z apresentasse o comportamento observado na Figura 6.3, o diâmetro das bolhas deveria aumentar com o aumento da velocidade superficial do ar, o que pode ter ocorrido em função do movimento turbulento gerado a altas velocidades de ar. Estas hipóteses, todavia, não eliminam o fato de que ambos os fatos possam ter atuado simultaneamente provocando, assim, esta variação do parâmetro z para diversas velocidades superficiais de ar.

Deste modo, foi definida uma equação para a determinação do $K_L a$ capaz de atender aos reatores utilizados neste trabalho e, possivelmente, a outros reatores de leito fluidizado com circulação interna, uma vez que esta equação foi testada para quatro diferentes configurações geométricas, com relação A_e/A_i variando entre 0,56 e 5,25.

$$K_L a = 0,815 \cdot \frac{U_g^{-0,466}}{(U_g^{-1,4} - 1)} \cdot \frac{A_i}{(A_e + A_i)} \quad (6.2)$$

Com os valores do coeficiente global de transferência de oxigênio podem ser calculados os fluxos de massa transferidos para o meio, conforme exposto no item 5.3. As taxas de transferência de oxigênio calculadas para os quatro reatores são apresentadas na Figura 6.4.

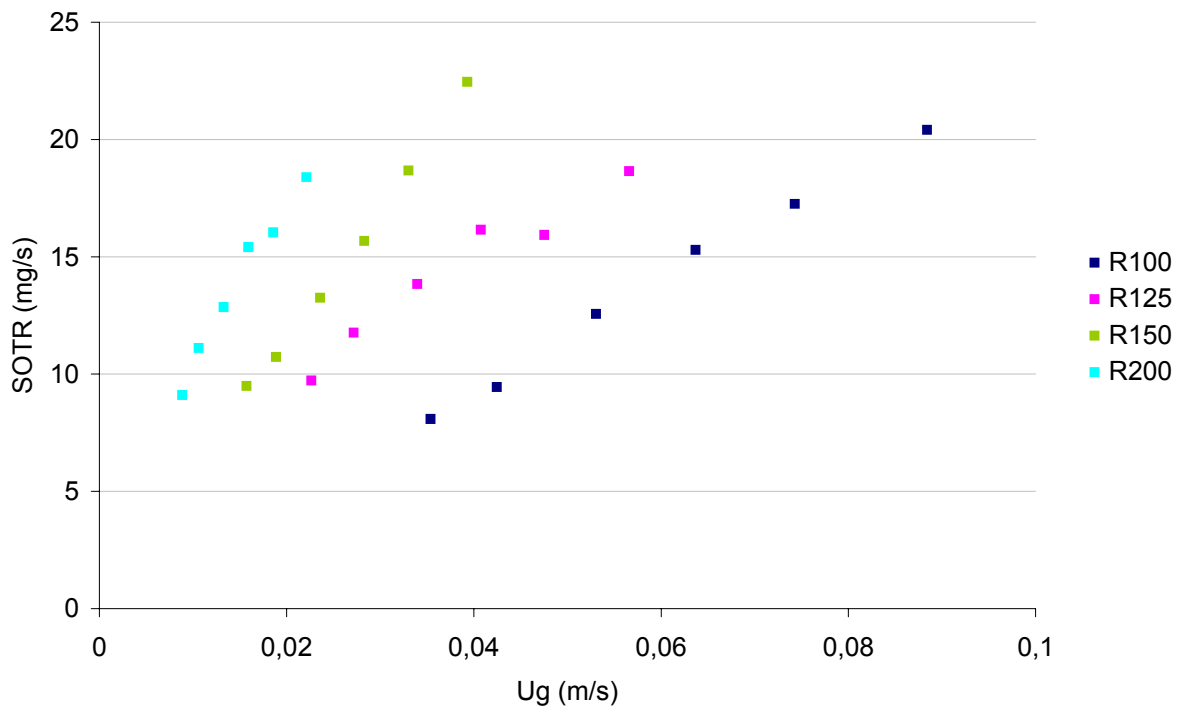


Figura 6.4: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da velocidade superficial de ar para meio bifásico

Na Figura 6.4 nota-se que as curvas obtidas para os valores de SOTR tem as mesmas características das obtidas para o $K_L a_{20}$. Isto porque, como apresentado no item 5.3, a taxa padrão de transferência de oxigênio é diretamente proporcional ao coeficiente global de transferência de oxigênio.

Do ponto de vista econômico a transferência maior de oxigênio não implica necessariamente no menor custo por unidade de massa de oxigênio transferido. Esta análise é proporcionada pela taxa de transferência de oxigênio por unidade de potência do sistema de aeração (SAE). A Figura 6.5 apresenta esse resultado.

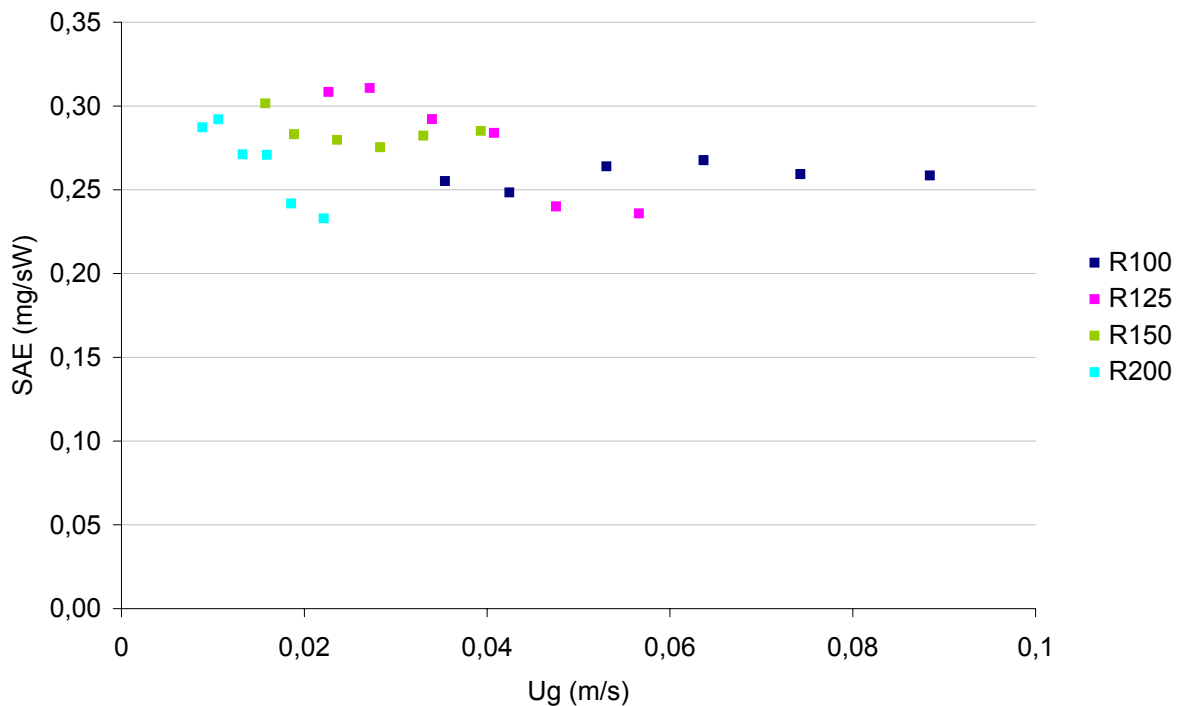


Figura 6.5: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) em função da velocidade superficial de ar para meio bifásico

A Figura 6.5 mostra que os maiores valores de SAE atingidos foram para o reator R125 a baixas vazões de ar, enquanto que para altas vazões esta taxa decresceu significativamente. O reator R200 apresenta valores muito próximos aos do reator R125, para as mesmas vazões de ar aplicadas, porém para velocidades superficiais de ar inferiores, em função de sua maior área de seção do tubo de subida. Os reatores R100 e R150 apresentam pouca variação desta taxa em função da quantidade de ar injetada no reator, apesar de o reator R150 apresentar taxas de transferência de oxigênio por potência consumida maiores quando comparadas às do reator R100.

A Figura 6.6 apresenta os dados de SOTE, que representa a fração do oxigênio disponível transferida ao meio líquido.

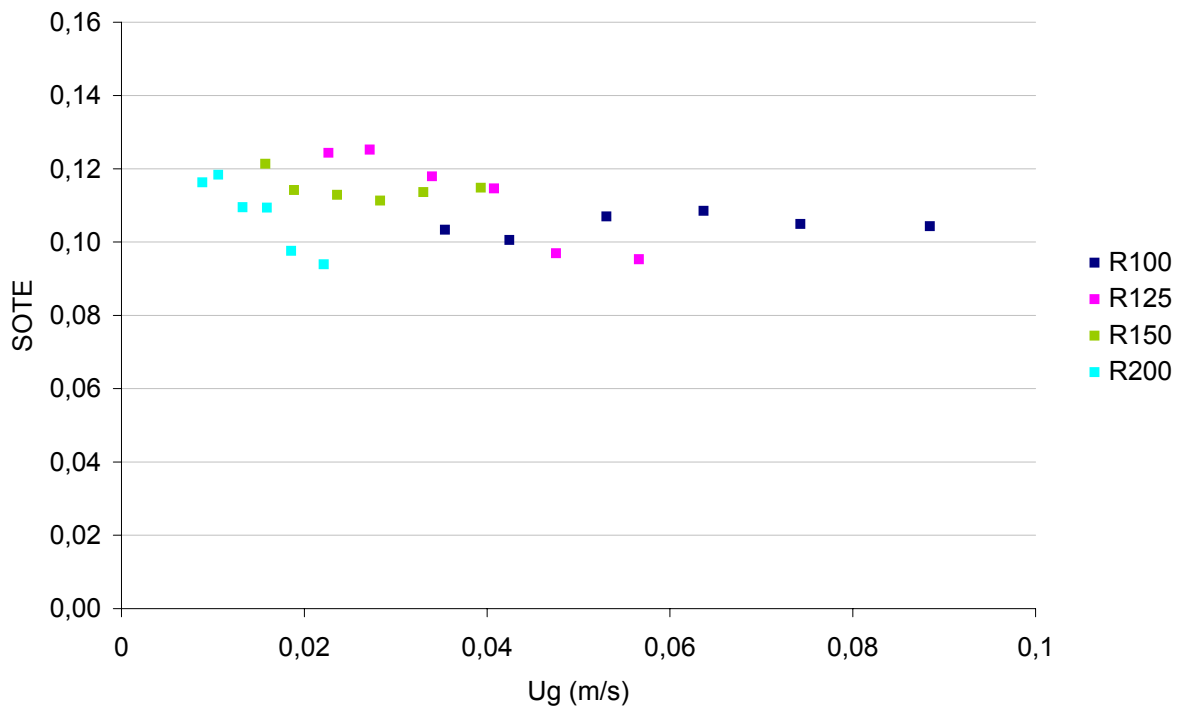


Figura 6.6: Proporção de oxigênio disponível no ar injetado transferido ao meio (SOTE) em função da velocidade superficial de ar para meio bifásico

Na Figura 6.6 nota-se que os valores de SOTE estão variando entre 0,10 e 0,12 aproximadamente. Estes valores são inferiores aos apresentados por Gebara (2006) com tubos concêntricos e alturas de 6 m e 12 m. O autor, em seus experimentos, encontrou valores maiores para o reator de maior altura para as mesmas vazões de ar e atribuiu o fato ao maior tempo de contato que este reator oferece. Este mesmo comentário pode ser feito para os valores inferiores obtidos neste trabalho. Observa-se ainda que as curvas são semelhantes às apresentadas para os valores de SAE, por estas serem diretamente proporcionais.

6.1.2. Comportamento hidrodinâmico

A velocidade do líquido, como mencionado, possui importante influência na hidrodinâmica do reator. A Figura 6.7 apresenta valores para as velocidades do líquido em função da velocidade superficial do ar.

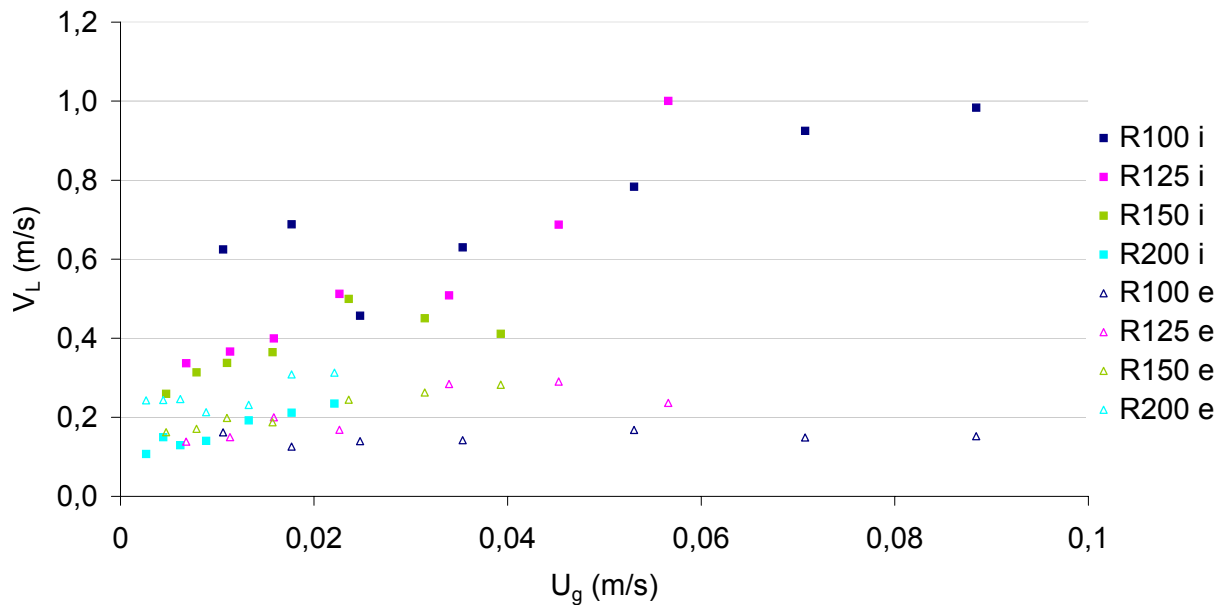


Figura 6.7: Velocidade do líquido nos tubos interno e externo

Os resultados para velocidade do líquido apresentados na Figura 6.7 são próximos aos obtidos por outros autores com reatores semelhantes, demonstrando-se assim, a consistência dos resultados.

Martins Jr. (2005) encontrou, para reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação com alturas iguais a 4 m e 6 m e diâmetro externo de 200 mm, alterando-se o interno a 75 mm, 100 e 150 mm, velocidades do líquido que variavam de 0,12 a 0,21 m/s; 0,14 a 0,26 m/s e 0,27 a 0,36 m/s; respectivamente, com vazões de ar entre 300 e 2000 l/h.

Ruggeri Júnior (2002) estudou dois reatores de leito fluidizado com tubos concêntricos de altura 6 m com diâmetro externo constante e igual a 200 mm e diâmetros internos de 100 e 150 mm. Para o primeiro reator, operando com vazões de ar 150 a 2000 l/h, o autor obteve valores de velocidade do líquido de 0,41 a 1,18 m/s para o tubo de subida e 0,14 a 0,38 m/s para o tubo de descida. Já para o reator com diâmetro interno de 150 mm, foram obtidas velocidades de 0,19 a 0,32 m/s para o tubo de subida e de 0,24 a 0,40 m/s para o tubo de descida, operando a vazões entre 300 e 2000 l/h.

Martins Jr (2005) avaliou o comportamento da velocidade do líquido nos tubos de descida em reatores de 4 m e 6 m e encontrou valores extremamente semelhantes para as duas configurações. Assim, pode-se considerar que, para os reatores estudados neste trabalho, o efeito da altura seja pouco significativo a título de comparações dos resultados para velocidade do líquido obtidos pelos autores citados.

Nos ensaios para a determinação da velocidade de circulação pôde-se notar, a partir dos gráficos obtidos pela movimentação dos traçadores, que em alguns casos, quando da injeção de NaCl, conforme metodologia descrita no item 5.2, parte do volume de sal entra em contato com a sonda superior do tubo interno antes de ser transportada para o tubo de descida. Na Figura 6.8 pode-se notar este efeito com nitidez.

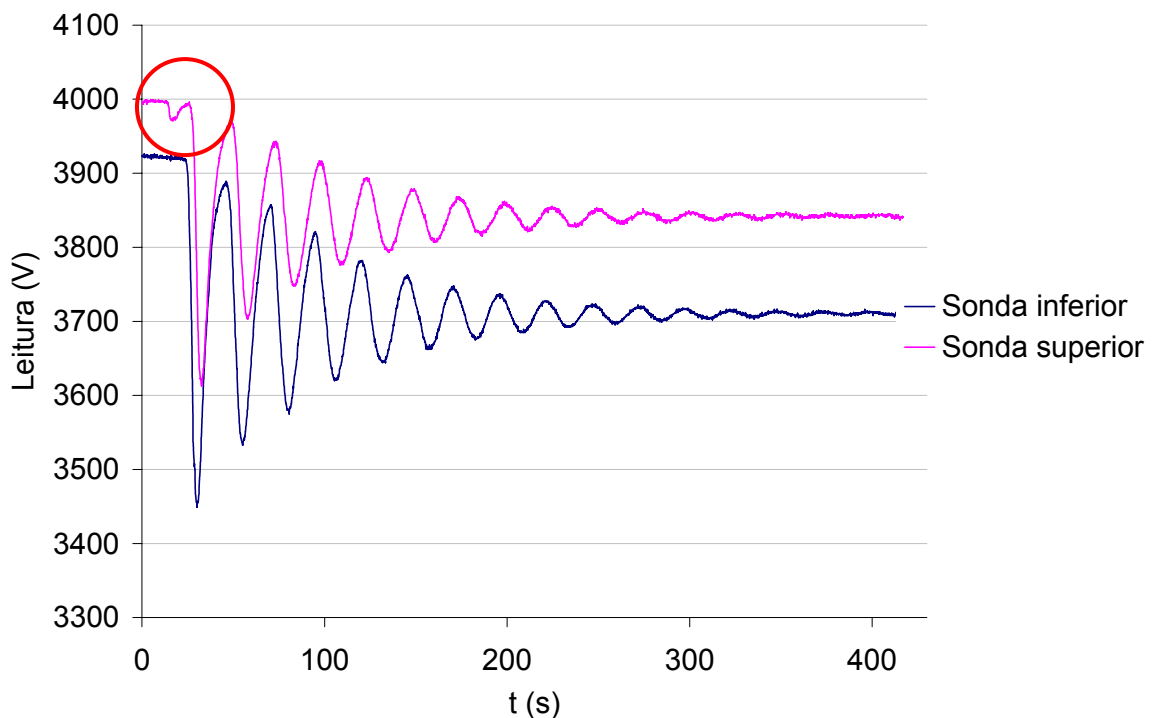


Figura 6.8: Resultado do ensaio de traçadores para o tubo de subida do R100 com vazão de ar igual a 500 l/h

O círculo vermelho mostra o momento em que houve uma pequena alteração na tensão antes do traçador se deslocar para o tubo de descida. Neste caso, a sonda

inferior deveria ser a primeira a receber a passagem do sal, uma vez que o fluxo é ascendente neste tubo.

O comportamento observado na Figura 6.8 é provavelmente consequência da rápida injeção do traçador no topo do tubo de subida. O jato de traçador continha uma quantidade de movimento suficiente para fazer com que uma parte de seu conteúdo penetrasse no tubo interno e alterasse a tensão lida na sonda superior do tubo interno.

Na Figura 6.8 percebe-se também que há uma variação ininterrupta na leitura da voltagem em ambas as sondas, diferentemente do que era esperado como demonstrado na Figura 5.6, onde há trechos em que a leitura é praticamente constante. Isto implica que sempre existe uma concentração de sal passando pela sonda, inclusive nos primeiros ciclos. Essa ocorrência pode ter se dado graças ao grande potencial de mistura deste reator. As características de mistura dos reatores serão discutidas posteriormente.

Nestes ensaios pôde-se perceber ainda que, em alguns casos, o traçador não está totalmente misturado na seção transversal durante a primeira passagem pela sonda superior do tubo de descida, como é mostrado na Figura 6.9.

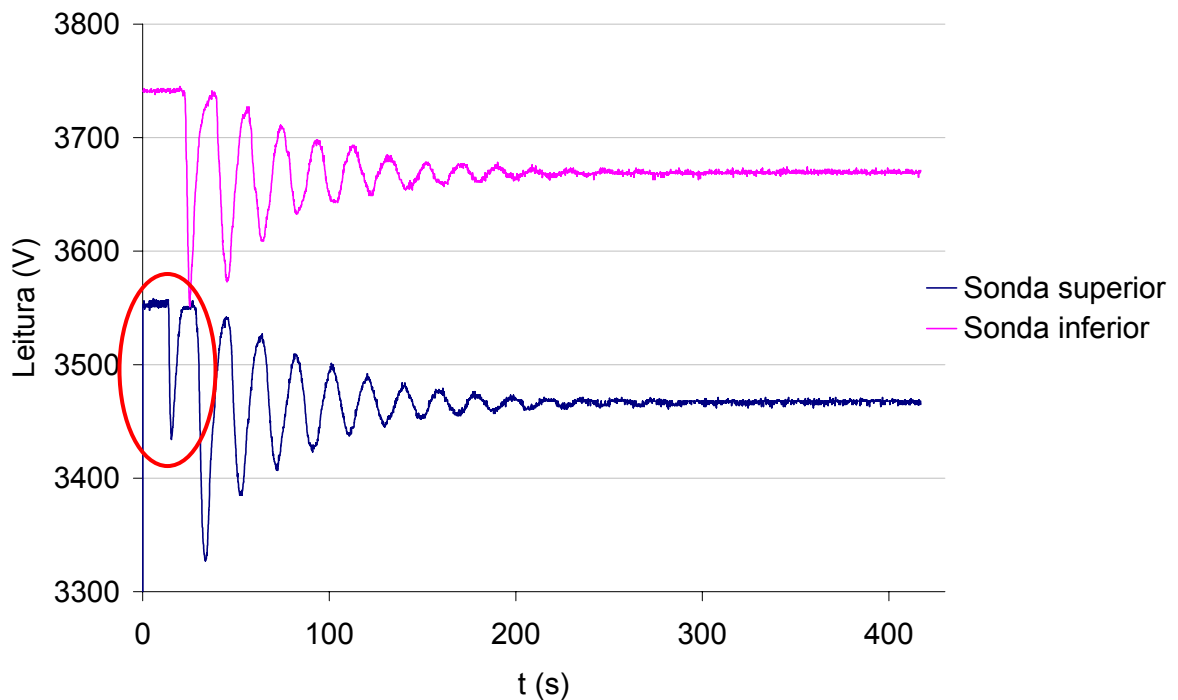


Figura 6.9: Resultado do ensaio de traçadores para o tubo de descida do R100 com vazão de ar igual a 1500 l/h

Na região delimitada em vermelho pode-se notar que a tensão lida não atinge um ponto de mínimo no primeiro ciclo compatível com o apresentado no restante do ensaio. Acredita-se que este fato ocorreu pela distribuição não homogênea do sal na seção transversal do tubo externo na primeira passagem pela sonda.

Ainda na Figura 6.9 é demonstrado que já na passagem pela sonda inferior, as leituras se mostram coerentes a uma distribuição homogênea do traçador na seção transversal. Portanto, pode-se alegar que já no final da primeira descida do traçador neste reator, este já se encontra distribuído ao longo da seção transversal dos tubos, não influenciando consideravelmente os ensaios hidrodinâmicos realizados neste trabalho. Para que se adquira uma confiabilidade ainda maior nos resultados dos ensaios com sonda, é interessante que a onda gerada pelo traçador seja abrupta, pois, assim, mesmo que o escoamento seja helicoidal, o erro é menor, em comparação a uma onda suave.

Este trabalho, no entanto, apresenta inovações para o processo de aquisição de dados de velocidade, em relação aos outros trabalhos do grupo de pesquisa destes reatores da FEIS (HERNANDES, 2002; RUGGERI JÚNIOR, 2002; MARTINS JR, 2005; RUFATO, 2005). Uma delas é o aumento da frequência de aquisição dos valores de tensão lidos pela sonda, que foi duplicado para dez leituras por segundo, o que permite uma maior precisão no cálculo das velocidades do líquido, do tempo de mistura, entre outros.

Outra contribuição para uma melhor análise dos resultados é a instalação de sondas no tubo interno, além das do tubo externo. Com isso, é possível avaliar a consistência dos resultados em relação à equação da continuidade no escoamento, uma vez que a expansão do leito também passa a ser medida nos tubos interno e externo. A partir da Figura 6.10, que expressa as vazões de líquido para os tubos de subida e de descida, podemos verificar a consistência dos dados experimentais por meio da continuidade de fluxo.

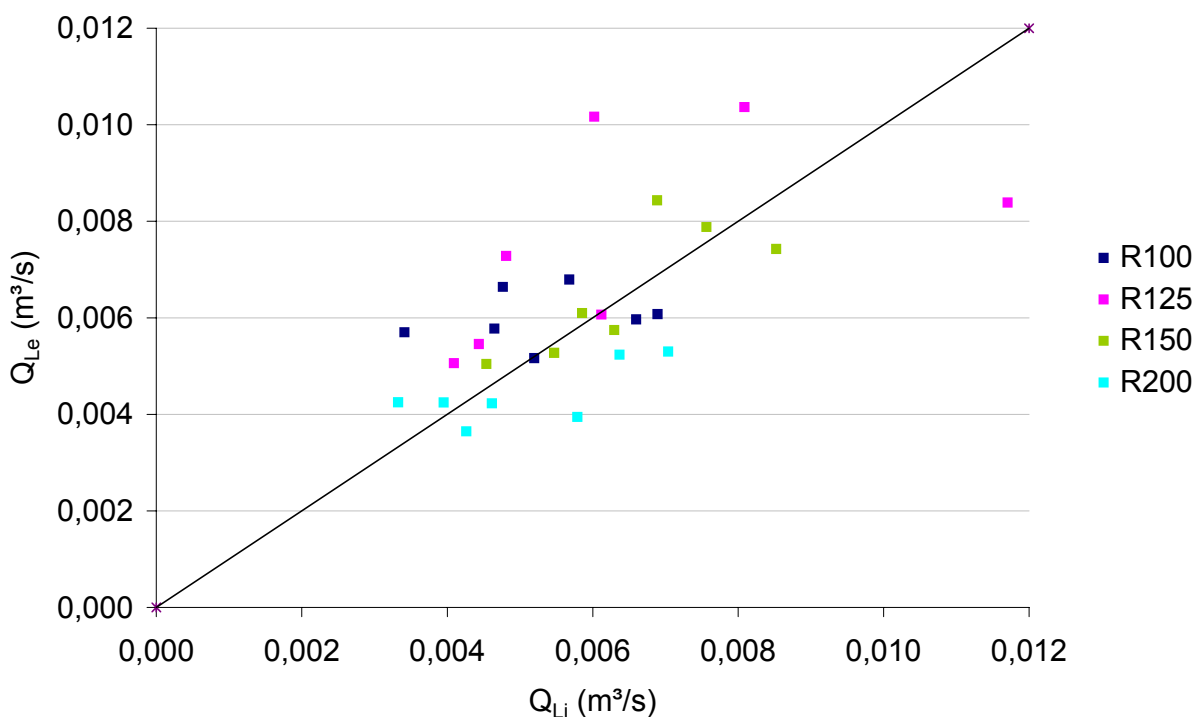


Figura 6.10: Vazão de líquido nos tubos interno e externo calculada a partir de resultados experimentais

Na Figura 6.10 verifica-se que o reator R150 apresenta maior conformidade entre as vazões de subida e de descida, obedecendo melhor ao princípio da continuidade do escoamento; o R125, por sua vez, apresentou valores mais divergentes para as vazões do líquido.

Os erros para os resultados apresentados na Figura 6.10 foram calculados: o reator R100 apresenta uma média de erros para as diversas vazões de ar injetadas igual a 24,6%; o reator R125, de acordo com o que foi comentado, apresentou o maior erro, 32,1%; o reator R150, que mostrou maior consistência nos resultados, obteve erro médio igual a 9,6%; já o reator R200 atingiu uma média de erro de 18,9%.

De acordo com os comentários anteriores, percebe-se, na Figura 6.7, que relaciona a velocidade do líquido com a velocidade superficial do ar, que os reatores com diâmetro do tubo de subida menores apresentam velocidades do líquido maiores para mesmas velocidades do gás, confirmando a afirmação de Gravilescu e Tudose (1998), que verificaram que ocorria um aumento da força motriz para a circulação à medida que A_e/A_i aumentava. As velocidades são menores no tubo de descida para estes reatores pelo fato de apresentarem grandes áreas de descida.

A Figura 6.7 ainda mostra que conforme o diâmetro interno aumenta, as velocidades de subida e descida se aproximam. No reator R200, por exemplo, as velocidades de descida chegam, em alguns casos, a superar as velocidades de subida, enquanto que no reator R100 as velocidades de subida são muito superiores às velocidades de descida.

Além da área da seção, a fração volumétrica de ar é um fator que influencia a velocidade de circulação. Isto porque o movimento do líquido no reator ocorre em função das diferenças de massa específica entre os tubos interno e externo, conseqüentes das diferentes quantidades de ar. A Figura 6.11 apresenta os valores da fração volumétrica de ar medidas nos tubos de subida e de descida do reator.

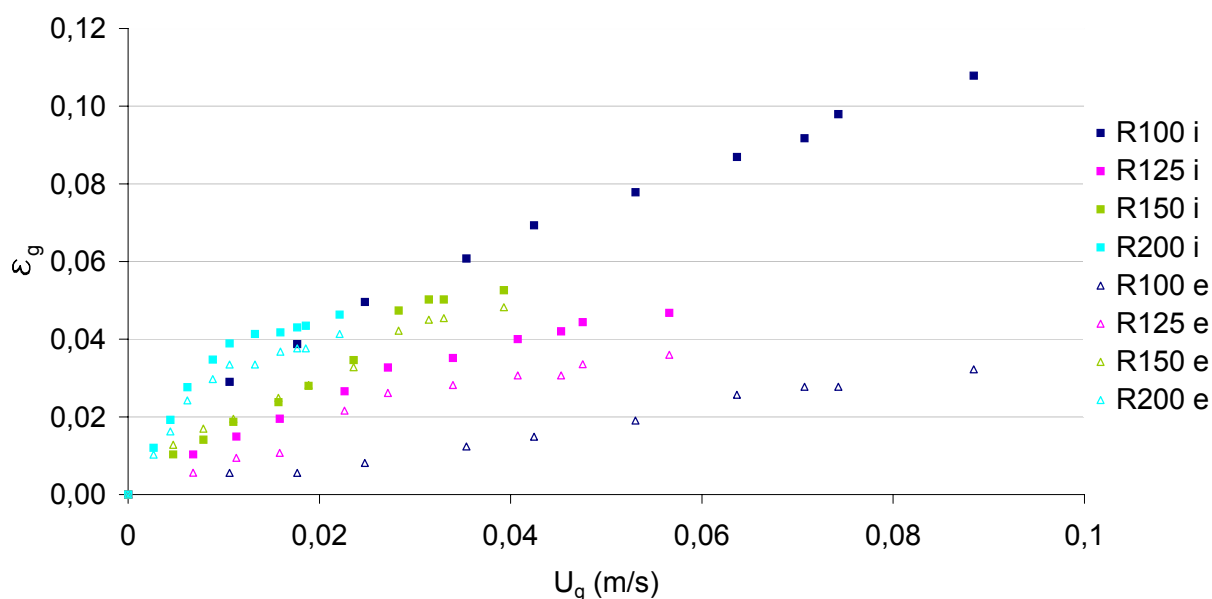


Figura 6.11: Fração volumétrica de ar nos tubos interno e externo

Os valores de fração volumétrica de ar no tubo interno encontrados por Bello et al. (1984) em um reator com relação A_e/A_i de 0,69, de acordo com a Figura 4.3, apresentam-se na ordem de quatro vezes os determinados para o reator R200 que possui A_e/A_i igual a 0,56, para potências injetadas por volume unitário equivalentes.

Ruggeri Júnior (2002), no entanto, obteve valores próximos aos apresentados na Figura 6.9, para reatores de 6 m de altura, com tubo externo de 200 mm e interno de 100 e 150 mm. Os resultados encontrados pelo autor atingiram valores da ordem de 0,08 para o tubo interno e 0,06 para o tubo externo na configuração 200-100. Para a configuração 200-150, a fração volumétrica de ar encontrada foi próxima a 0,065 para o tubo interno e 0,05 para o tubo externo. Para as duas configurações, os valores apresentados correspondem a vazões de ar de 2000 l/h.

Conforme a Figura 6.11, todos os modelos indicam a presença de ar no tubo externo mesmo para baixas vazões de ar aplicadas, efeito este confirmado visualmente durante a realização dos experimentos. Acredita-se que a razão seja a existência, em todas as vazões, de bolhas de menores diâmetros, que são movidas para o tubo externo em baixas velocidades superficiais de ar, devido à sua menor velocidade de ascensão, o que facilita seu carreamento para o tubo de descida por meio do fluxo

do líquido. A Figura 6.12 demonstra o transporte de pequenas bolhas para o tubo externo.



Figura 6.12: Registro do momento em que parte das bolhas é transportada para o tubo externo

Por meio da Figura 6.11 observa-se que as expansões do leito no tubo externo são decrescentes de acordo com sua área, sendo que as maiores áreas apresentam os menores valores de fração de ar. Desta forma, percebe-se que quanto menor for a relação A_e/A_i , maior é a tendência do transporte de bolhas para o tubo de descida para uma mesma velocidade do gás. No entanto, não se pode afirmar que o efeito da área tenha total influência nas expansões do leito no tubo interno, uma vez que os resultados para o reator R100 não corresponderam à realidade notada nos resultados dos demais modelos em que quanto menor a relação A_e/A_i maior é a fração de ar no tubo.

A fração volumétrica de ar no tubo interno também pode ser diretamente relacionada com o tamanho das bolhas ocorridas neste tubo provocadas pelo efeito da coalescência, pois bolhas maiores apresentam maiores velocidades de ascensão e conseqüentemente menor período de residência no tubo, o que faz com que a fração de ar neste tubo seja menor. Para o tubo externo, no qual o líquido faz o movimento de descida, a fração de ar depende da quantidade de movimento com

que as bolhas entram neste tubo, já que a tendência de movimento das bolhas é para cima e quanto mais extensa for a cortina de bolhas ocorrida no tubo externo maior será a fração volumétrica de ar neste tubo.

Na Figura 6.11 pode-se notar que o comportamento dos modelos R125, R150 e R200 é compatível, o que indica que parâmetros hidrodinâmicos semelhantes influenciam seu comportamento. O R100, porém, apresenta um desempenho diferente dos demais, o que indica que sua hidrodinâmica é influenciada de forma distinta por estes parâmetros, com ponderações diferentes, ou até mesmo por fatores diferentes. Isto faz com que se imagine a existência de diferentes classes destes modelos, nas quais suas configurações geométricas tenham grande influência nesta classificação.

Muitos autores que utilizam equações constitutivas externas trabalham com uma gama de modelos que não abrange as diversas configurações geométricas que um reator pode apresentar, ou pelo conceito descrito, as diversas classes destes reatores. Esta poderia ser a razão pela qual são obtidos resultados satisfatórios por estes autores em seus equacionamentos, ou modelos matemáticos, porém em muitos casos essas relações não são aplicáveis a reatores que apresentem características que não se enquadram neste conjunto, ou classe, de reatores.

Ainda pela Figura 6.11, pode-se afirmar que para as vazões de ar injetado estudadas não se pode trabalhar com o Regime I – caracterizado pela ausência de bolhas no tubo externo – pois já nas menores velocidades superficiais de ar houve o transporte de pequenas bolhas para o tubo externo.

O Regime II, contudo, é percebido nos quatro modelos, pois pode-se observar a crescente fração volumétrica de ar presente no tubo de descida, o que indica que com o aumento da vazão de ar, a presença de bolhas neste tubo também sofre um acréscimo.

O Regime III, que consiste na recirculação das bolhas para o tubo interno, estando este desta forma repleto de bolhas em toda a sua extensão, não pôde ser constatado. Este regime é percebido pela estabilização dos valores da fração

volumétrica de ar no tubo externo após o intervalo correspondente ao Regime II, o que indicaria que há, proporcionalmente, a mesma quantidade de ar nos dois tubos, e, isto, entretanto, não ocorre, como evidencia a Figura 6.11.

Na Figura 6.11 também pode-se observar que há uma tendência de estabilização da expansão do leito a partir de uma determinada velocidade superficial de ar, efeito este que pode ser percebido ao menos nos reatores R150 e R200. Os reatores R100 e R125 aparentam um acréscimo linear da fração volumétrica de ar para o intervalo de velocidades superficiais de ar trabalhadas.

O efeito do transporte de bolhas para o tubo externo também pode ser verificado se relacionarmos a fração volumétrica de ar no tubo externo com a velocidade do líquido no tubo de descida, a qual supõe-se influenciar a passagem das bolhas para o tubo externo. A Figura 6.13 ilustra este efeito.

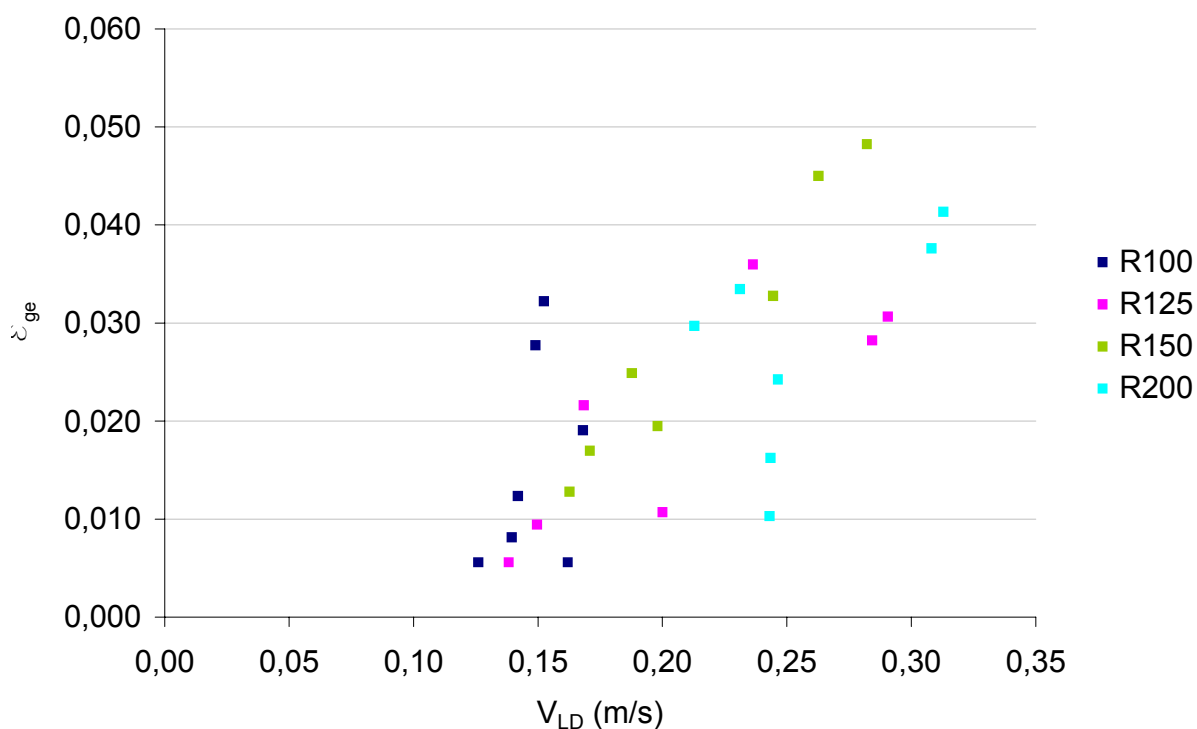


Figura 6.13: Fração volumétrica de ar no tubo externo em função da velocidade de descida do líquido

Na Figura 6.13 observa-se uma possível influência da velocidade do líquido no tubo externo na transferência de bolhas para este tubo ao notar-se que, nos reatores

R125 e R150, a presença de ar no tubo externo aumenta com maiores velocidades do líquido na descida; nos reatores R100 e R200, porém, não é possível constatar alguma dependência entre estes dois fatores. Adicionalmente, como pode-se notar neste gráfico, os quatro modelos apresentam retas com coeficientes angulares diferentes, caso se considere este comportamento linear.

Nessa mesma figura observa-se que os reatores com relação A_e/A_i maiores são capazes de transportar bolhas para o tubo externo com menores velocidades de descida. O reator R100, por exemplo, atinge valores de fração volumétrica de ar no tubo externo acima de 0,030 com velocidade de líquido na descida próxima à 0,15 m/s, enquanto que o R150 necessita de velocidades em torno de 0,25 m/s para alcançar esta mesma fração de ar no tubo externo.

As características geométricas do separador de gases também influenciam significativamente a passagem de bolhas do tubo interno para o externo, porém não são usualmente contempladas nos modelos hidrodinâmicos. Com isso, nota-se a necessidade de modelos mais abrangentes, em que haja diversos parâmetros geométricos de entrada para que estes modelos sejam aplicáveis às mais variadas geometrias de reatores deste tipo. Da maneira geral, são encontradas nestes modelos relações empíricas capazes de resolver uma determinada configuração geométrica para delimitadas características operacionais.

Lu et al. (1995) estudaram um reator de circulação interna com tubo externo com diâmetro igual a 18 cm e altura 2,50 m e tubo interno com diâmetro igual a 12 cm, proporcionando uma relação A_e/A_i de 1,07. Os autores propuseram uma equação empírica para relacionar a fração volumétrica de ar nos tubos interno e externo em meio trifásico, sendo ajustável para meio bifásico. Esta relação é apresentada na Equação (6.3).

$$\varepsilon_{ge} = 0,8\varepsilon_{gi} \left(1 + 20d_p\right) \left(1 + \frac{m_s}{m_l}\right)^{-0,46} \quad (6.3)$$

A verificação de aplicabilidade desta equação para os resultados obtidos neste trabalho é apresentada nas figuras 6.14 e 6.15 nas quais as frações volumétricas de ar para os tubos interno e externo são apresentadas separadamente para os valores experimentais e para os valores calculados pela equação proposta por Lu et al. (1995).

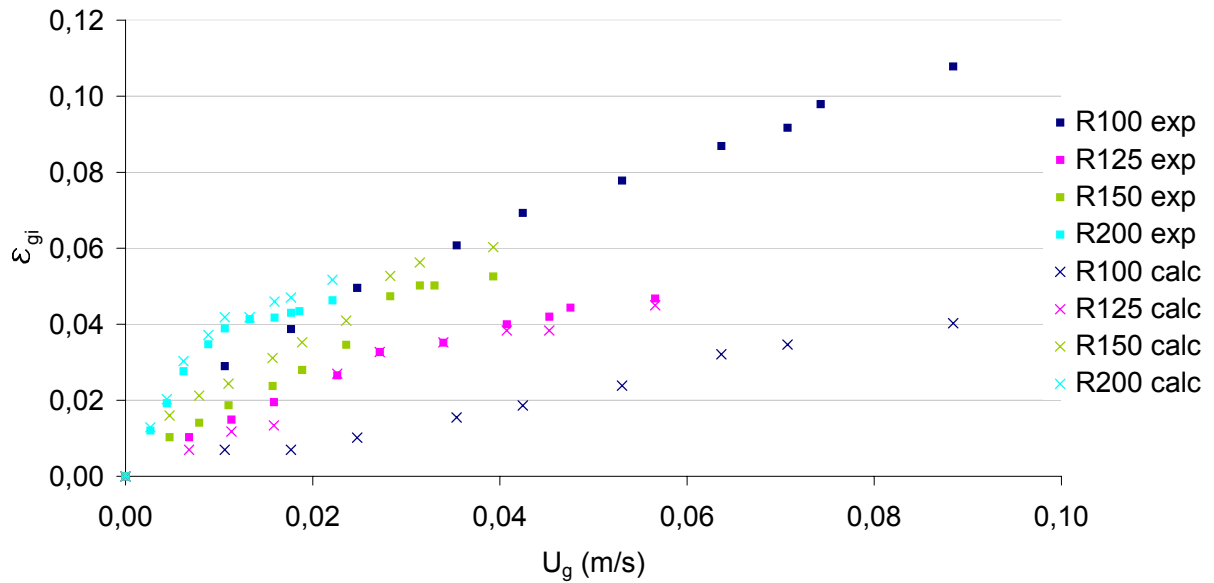


Figura 6.14: Comparação entre a fração volumétrica de ar experimental e a calculada pela relação de Lu et al. (1995) para o tubo interno em meio bifásico

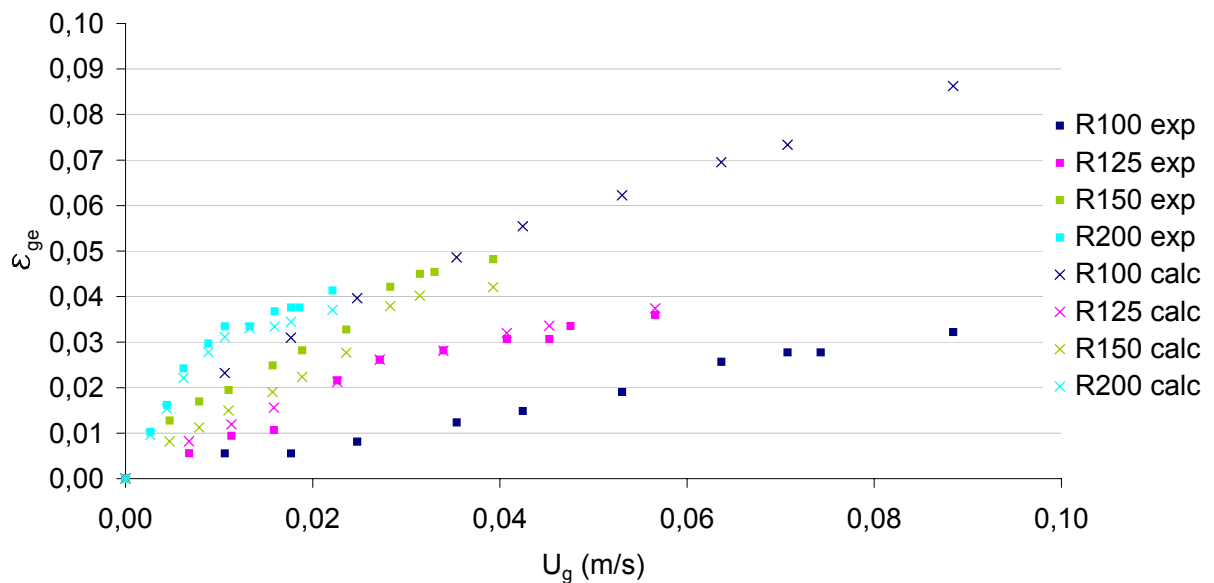


Figura 6.15: Comparação entre a fração volumétrica de ar experimental e a calculada pela relação de Lu et al. (1995) para o tubo externo em meio bifásico

Ao se analisar as figuras 6.14 e 6.15 nota-se o bom comportamento da Equação (6.3) para os resultados de fração volumétrica de ar dos reatores R125, R150 e R200. Esta ocorrência reforça a idéia de que há grandes grupos de configurações geométrica dos reatores, sendo que os reatores citados pertenceriam a uma dessas classes, juntamente com o reator estudado por Lu et al. (1995), e o reator R100 já faria parte de outra classe de reatores na qual a relação apresentada por Lu et al. (op cit.), por exemplo, não é compatível.

A demonstração de que há influência da geometria do reator nos resultados de fração volumétrica de ar pode ser observada, mais uma vez, nas figuras 6.16 e 6.17 nas quais estes parâmetros são relacionados com a relação entre áreas A_e/A_i em função da velocidade superficial de ar.

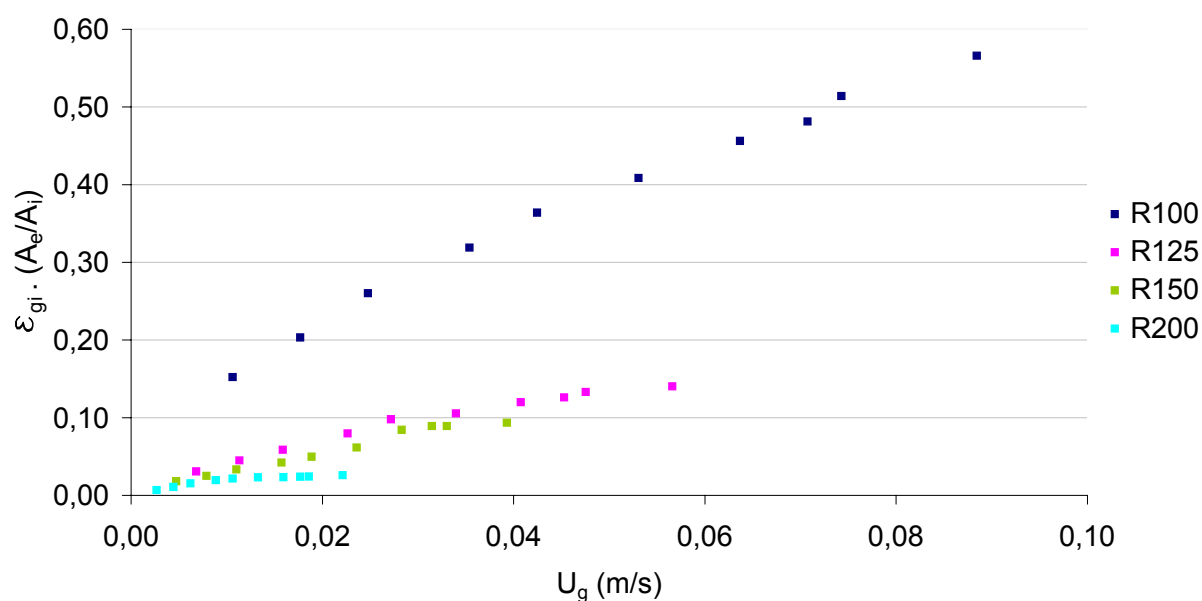


Figura 6.16: Fração volumétrica de ar do tubo interno multiplicada pela relação A_e/A_i em função da velocidade superficial de ar

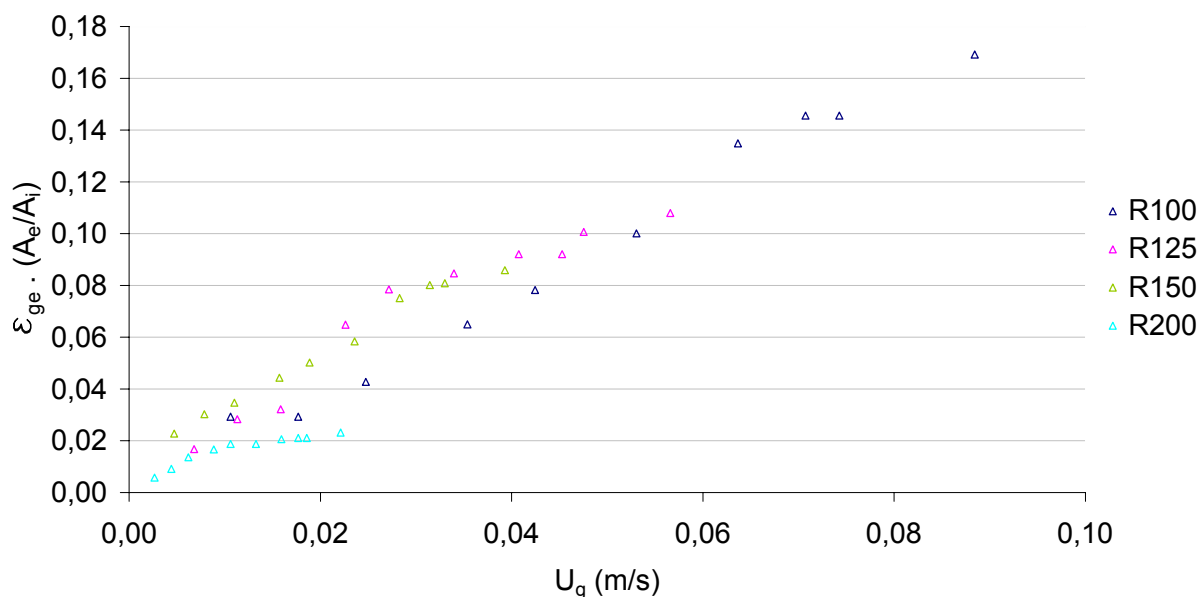


Figura 6.17: Fração volumétrica de ar do tubo externo multiplicada pela relação A_e/A_i em função da velocidade superficial de ar

Na Figura 6.16 observa-se que as curvas passam a estar ordenadas em relação ao diâmetro interno do reator, sendo que o reator R100 apresenta os maiores valores de $\epsilon_{gi}(A_e/A_i)$ e o R200 os menores. Além disso, nota-se que os reatores R125, R150 e R200 possuem curvas próximas e semelhantes, diferentemente do R100.

As frações de ar no tubo externo relacionadas com a relação entre áreas, observadas na Figura 6.17, no entanto, apresentam curvas sobrepostas, nas quais todos os modelos estudados possuem comportamentos semelhantes. Na figura ainda pode ser observada a linearidade em relação à velocidade superficial de ar nas curvas referentes aos reatores R100, R125 e R150. O R200, por sua vez, demonstra uma tendência de estabilização para as maiores vazões de ar aplicadas, notada para velocidades superficiais de ar acima de 0,016 m/s.

A fim de elucidar o comportamento hidrodinâmico no que diz respeito ao efeito da fração volumétrica de ar na circulação do líquido no reator, é apresentado na Figura 6.18 um gráfico que exprime a fração volumétrica de ar no tubo interno em função da velocidade do líquido no tubo de descida.

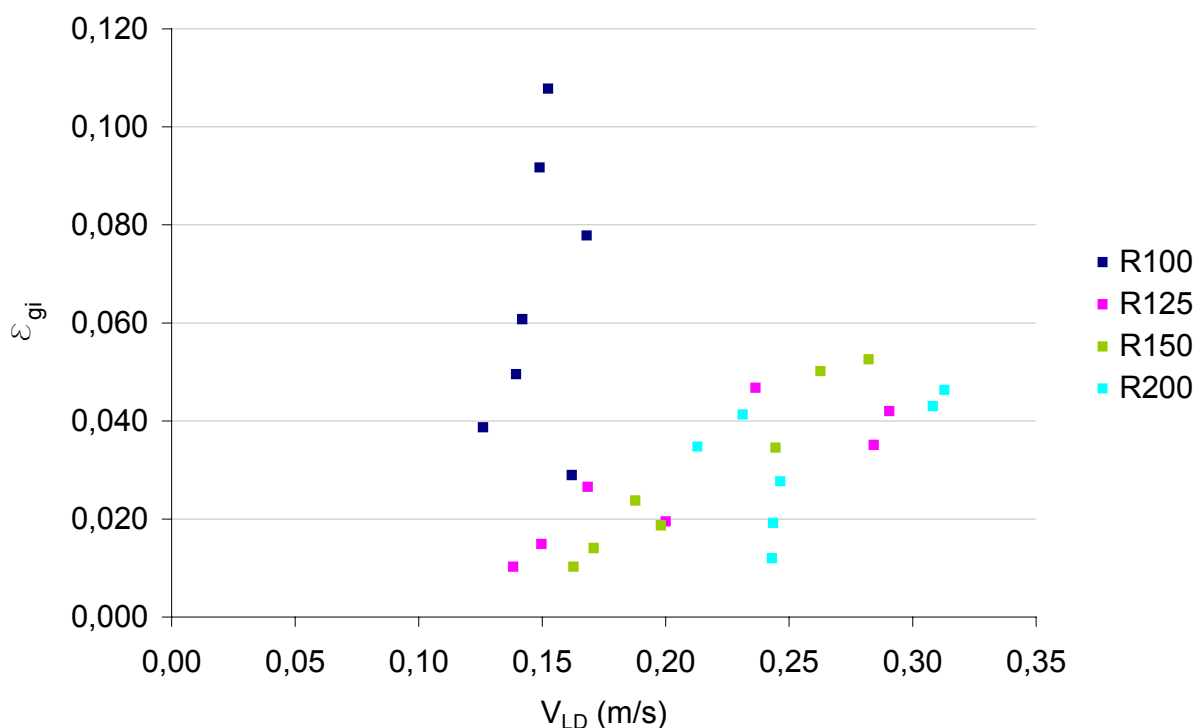


Figura 6.18: Fração volumétrica de ar no tubo interno em função da velocidade de descida do líquido

Percebe-se pela Figura 6.18 que principalmente para os reatores R125 e R150 as velocidades do líquido no tubo de descida aumentam conforme há um acréscimo da expansão no tubo interno. Nesta figura nota-se que o R200 apresenta para a mesma velocidade do líquido na descida (igual a 0,24 m/s) três valores diferentes de fração volumétrica de ar, o que pode indicar uma inconsistência dos resultados experimentais nestes pontos.

O R100, contudo, mantém praticamente a mesma velocidade para as diversas vazões de ar aplicadas, o que indica que há uma grande quantidade de energia dissipada no tubo interno deste reator, provavelmente devido ao movimento turbulento.

Como foi dito anteriormente, é a diferença entre a fração volumétrica de ar nos dois tubos que promove a circulação do líquido no reator. De tal modo, quanto maior for a diferença entre ϵ_{gi} e ϵ_{ge} maior será a eficiência em promover a velocidade de circulação. A Figura 6.19 ilustra este efeito para diversas velocidades superficiais de gás.

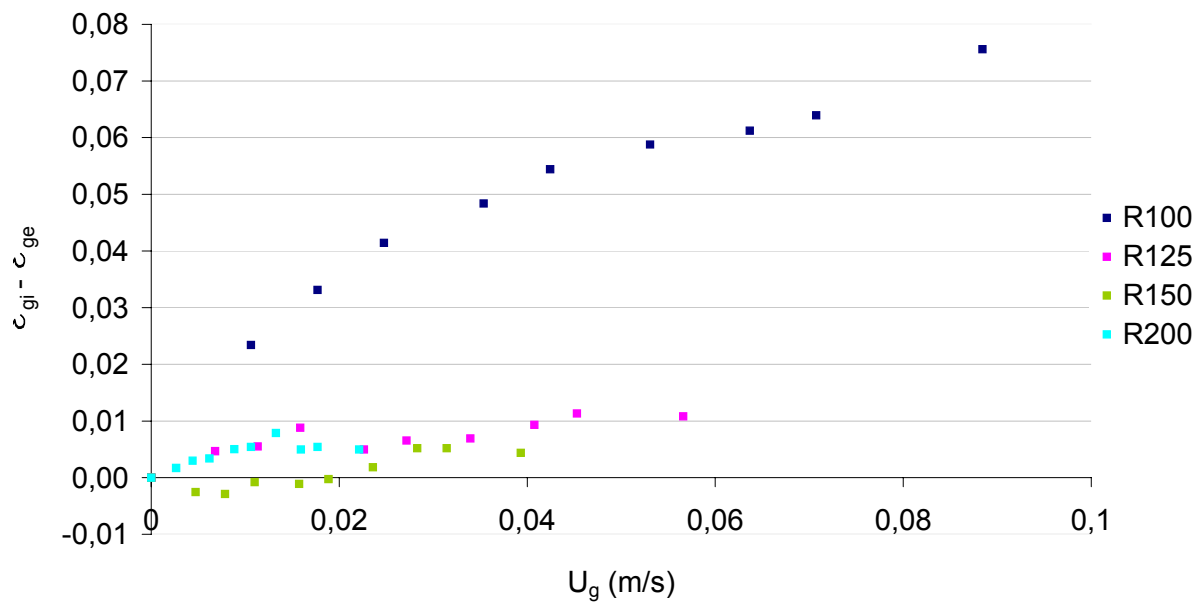


Figura 6.19: Diferença entre ϵ_{gi} e ϵ_{ge} em função da velocidade superficial do ar

Seguindo o conceito de que é a diferença de massa específica a responsável pela circulação, poderíamos concluir a partir do gráfico que o R100 é o reator mais eficiente no uso do ar para produzir velocidade de circulação, seguido pelos reatores R125, R150 e R200. Desta forma, a velocidade do líquido deveria ser a maior para o reator R100 para mesmas velocidades superficiais do gás.

Para essa verificação são apresentadas na Figura 6.20 as velocidades de circulação, que levam em conta a velocidade do líquido ao longo de todo o reator e não separadamente nos tubos interno e externo como apresentado na Figura 6.7.

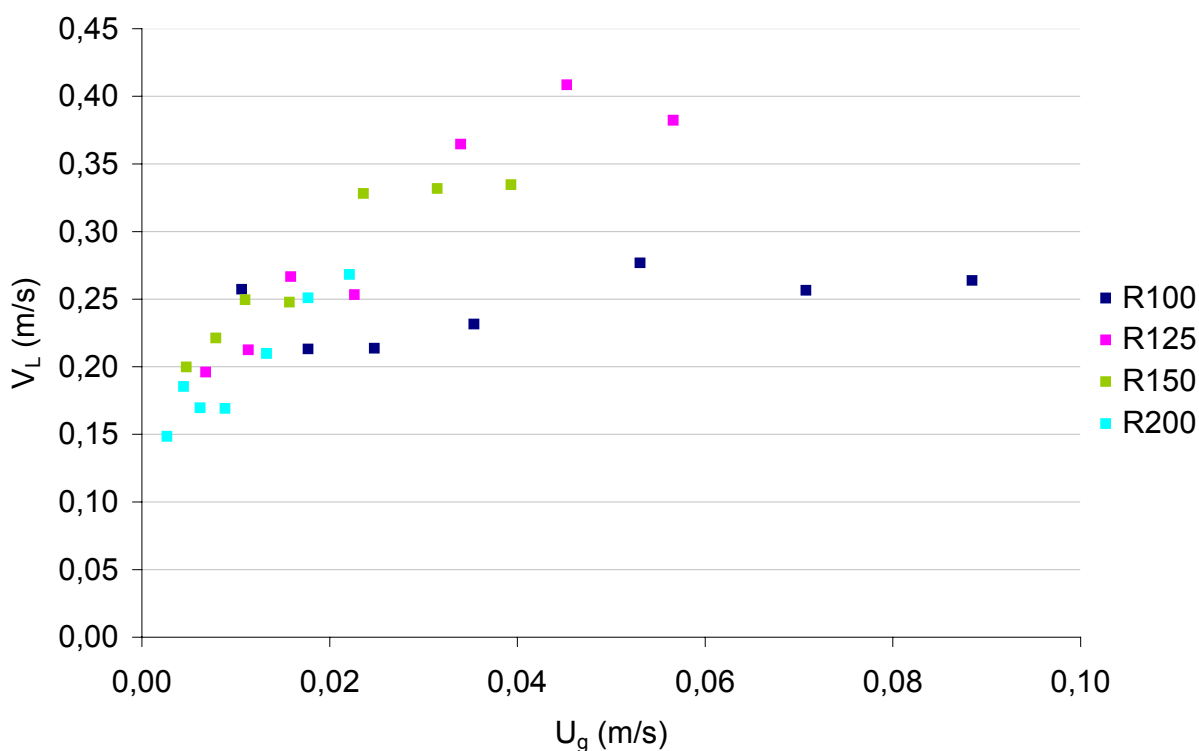


Figura 6.20: Velocidades de circulação do líquido em função da velocidade superficial de ar

Na Figura 6.20 nota-se que os reatores R125, R150 e R200 apresentaram velocidades de circulação do líquido muito próximas para as mesmas velocidades superficiais de ar. O R100, por sua vez, apresentou velocidades de circulação inferiores às dos outros três modelos.

Com isto, percebe-se que a diferença de massa específica nos tubos não é o único parâmetro a ser considerado para geração de movimento no modelo R100. Este efeito deve ocorrer associado a demais fatores, como por exemplo, o arraste do líquido pelo ar por transferência de quantidade de movimento.

O comportamento dos reatores R125, R150 e R200 no que tange a circulação do líquido é satisfatório, pois a diferença de massa específica nestes reatores é próxima assim como a velocidade de circulação do líquido, mostrando-se compatíveis. Por meio dos gráficos apresentados nas figuras 6.19 e 6.20 nota-se que nestes modelos a diferença entre a fração volumétrica de ar entre os tubos interno e externo possui ampla influência na geração de movimento do líquido, diferentemente do modelo R100, no qual outros parâmetros além da diferença de massa específica influem

significativamente em sua circulação. Com isso, nota-se novamente que estes reatores enquadram-se em classes diferentes e, portanto, apresentam comportamentos hidrodinâmicos distintos. A fim de explicitar estes efeitos, a Figura 6.21 apresenta $\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}$ em função da velocidade de circulação do líquido.

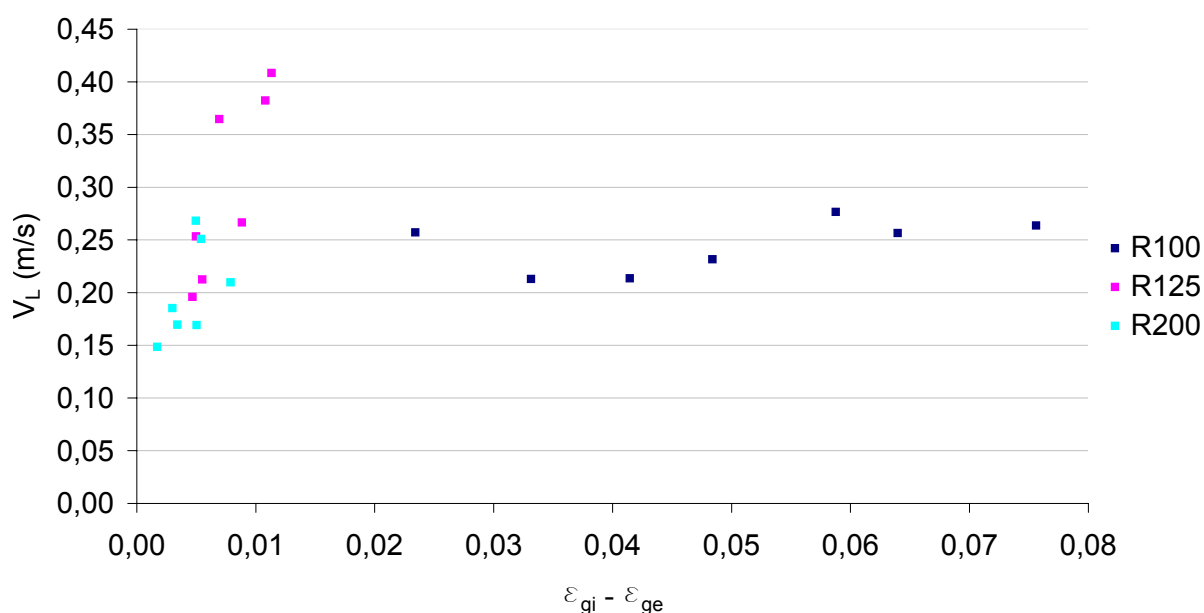


Figura 6.21: Velocidade de circulação do líquido em função da diferença entre ε_{gi} e ε_{ge} para os reatores R100, R125 e R200

Na Figura 6.21 constata-se que as diferenças de fração de ar nos tubos interno e externo não geram o mesmo efeito na circulação do líquido no R100 em comparação aos demais modelos estudados. As velocidades de circulação nos reatores R125 e R200 atingem valores maiores com diferenças de massa específica muito menores que as observadas para o R100. Além disto, percebe-se que no R100 as velocidades do líquido não variam com o aumento da diferença de massa específica entre os tubos interno e externo, o que evidencia a existência de outros fatores atuantes na circulação do líquido neste reator.

Os resultados obtidos para o reator R150 apresentaram alguns valores em que a fração volumétrica de gás no tubo externo era maior que a medida no tubo interno. Essas medidas ocorreram com os valores baixos de ε_g , devido à margem relativamente grande de erro das leituras dos piezômetros igual a ± 10 mm. Todavia,

nessas leituras obteve-se valores negativos para $\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{gi}$, e por esta razão estes pontos não são apresentados na Figura 6.21.

A fim de se avaliar de forma pormenorizada as características de circulação do líquido no reator, buscou-se verificar a adequabilidade do modelo *Drift-flux* proposto em 1965 por Zuber e Findlay (apud Popovic et al., 2007) aos resultados experimentais obtidos neste trabalho. A Figura 6.22 apresenta os resultados.

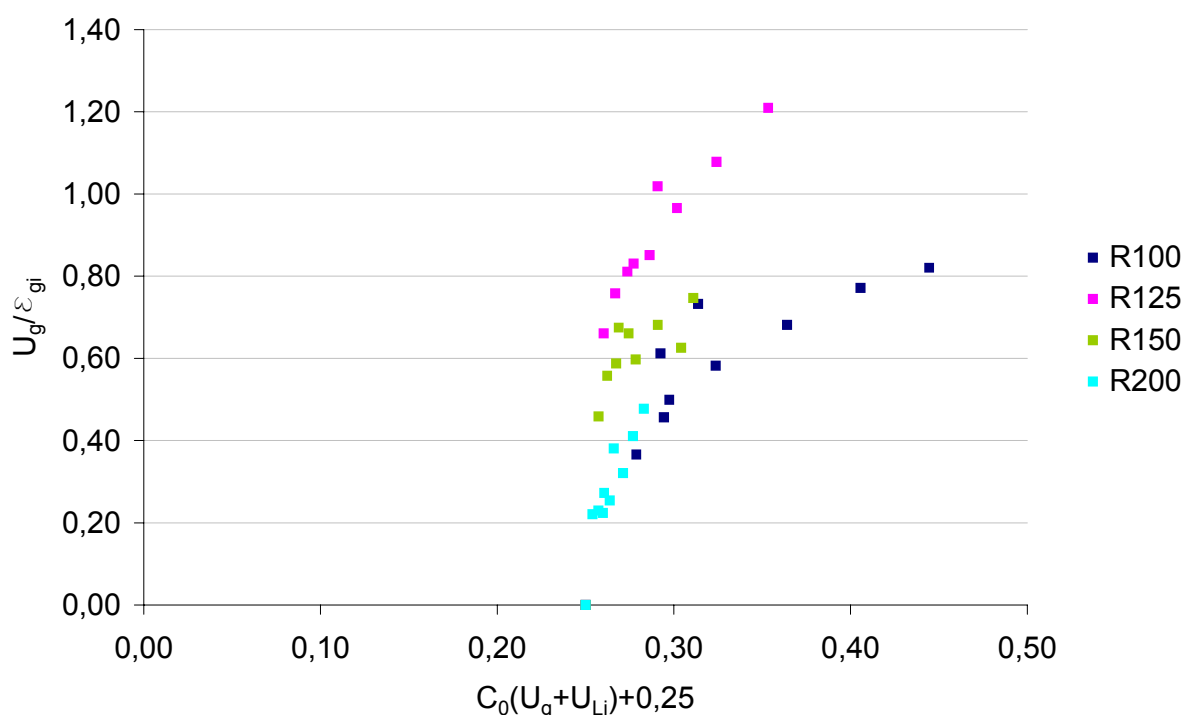


Figura 6.22: Teste de ajuste do modelo *Drift-flux* proposto por Zuber e Findlay (1965)

Na Figura 6.22 percebe-se que os primeiros valores no eixo horizontal correspondem à velocidade de ascensão da bolha, igual a 0,25 m/s. O coeficiente de distribuição C_0 , no entanto, independe da velocidade da bolha, pois graficamente nota-se que este parâmetro é o coeficiente angular da reta. Para a confecção deste gráfico considerou-se que as bolhas estavam uniformemente distribuídas na seção do tubo ($C_0 = 1$).

Popovic et al. (2007), apresentou este mesmo gráfico simulando os valores experimentais obtidos por Lu et al. (1995) em um reator de circulação interna de diâmetro externo de 18 cm e 2,50 m de altura e diâmetro interno de 12 cm e 1,10 m

de comprimento e encontrou valores próximos para os eixos verticais e horizontais, diferentemente do apresentado na Figura 6.22. Os valores de U_g/ε_i , todavia, são semelhantes aos apresentados por Popovic et al. (2007).

As velocidades terminais de ascensão da bolha não foram determinadas neste trabalho; no entanto, decidiu-se por adotar um valor usual igual a 0,25 m/s, o qual é utilizado por diversos autores. Clark e Flemmer (apud Lu et al., 1995), por exemplo, determinaram experimentalmente que esta velocidade para sistemas bifásicos ar-água é 0,25 m/s para diâmetros de bolha entre 1,5 mm e 5,0 mm.

A medição das velocidades e da fração volumétrica de ar nos tubos interno e externo é uma evolução do método de aquisição destes dados do grupo de pesquisa destes reatores da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira (HERNANDES, 2002; RUGGERI JÚNIOR, 2002; MARTINS JR, 2005; RUFATO, 2005), uma vez que anteriormente estes parâmetros eram medidos apenas no tubo externo.

Com esta nova metodologia é possível, por exemplo, avaliar qualitativamente os dados obtidos a partir da Equação da Continuidade. Para esta verificação é plotado na Figura 6.23 um gráfico de $\varepsilon_i/\varepsilon_e$ em relação à vazão de ar injetada para frações volumétrica de ar medidas experimentalmente e para as calculadas por meio do conceito de continuidade do escoamento.

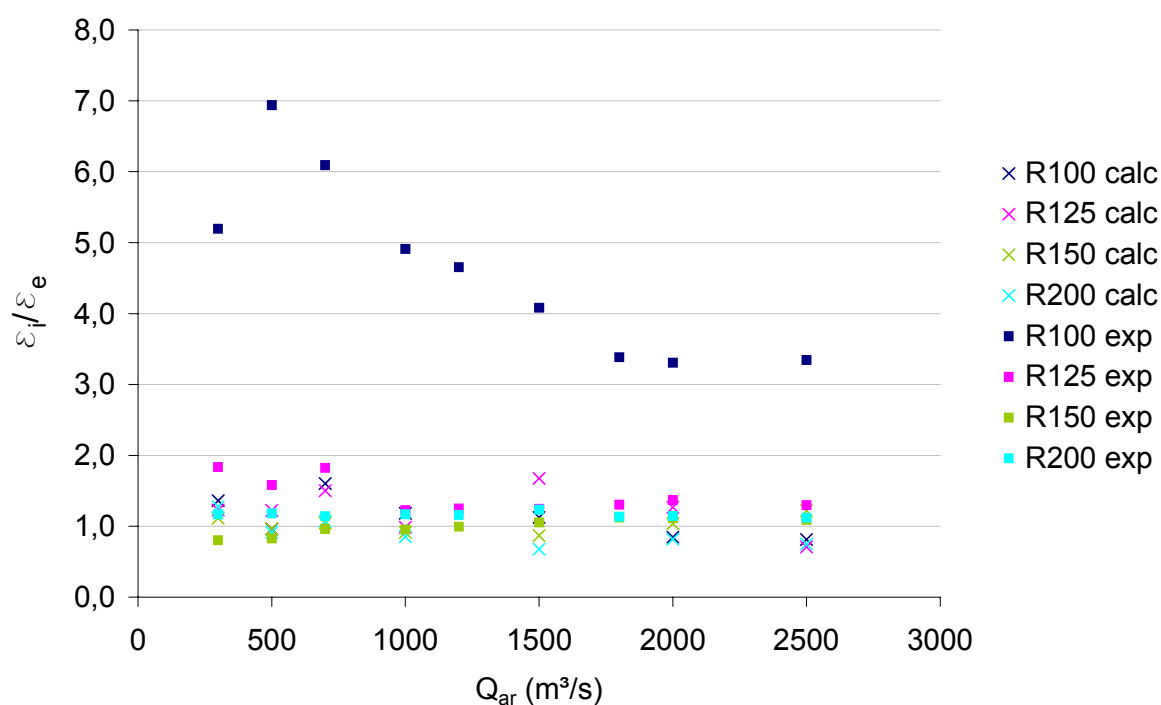


Figura 6.23: Razão entre ε_i e ε_e calculadas pela equação da continuidade e medidas experimentalmente em função da vazão de ar injetada no sistema

Na Figura 6.23 nota-se que os valores de fração volumétrica de ar obtidas para os reatores R125, R150 e R200 apresentaram-se satisfatórios em relação à condição de continuidade do fluxo. O reator R100, no entanto, obteve em seus resultados experimentais valores muito altos de $\varepsilon_i/\varepsilon_e$ os quais não corresponderam de forma regular à equação da continuidade.

O erro para os resultados do modelo R100 podem ter ocorrido pelo fato de que as frações volumétricas de ar são as mais baixas encontradas dentre os quatro modelos, e desta forma, pequenas variações nos valores deste parâmetro alteram significativamente a razão $\varepsilon_i/\varepsilon_e$.

Além disso, os valores medidos por meio do piezômetro não apresentam a melhor precisão para a aquisição dos resultados. Assim, propõe-se que sejam utilizados piezômetros que apresentem maior sensibilidade, como o piezômetro inclinado, ou até mesmo um transdutor de pressão capaz de realizar uma leitura dinâmica da expansão do leito o que permite estimar uma média desta leitura em um determinado intervalo de tempo.

A perda de carga na circulação do líquido foi determinada para se avaliar a grandeza deste parâmetro na hidrodinâmica do reator. Esta perda de carga é obtida a partir da potência inserida no sistema – determinada pela Equação (5.12) por

$$Pot = \frac{\rho_g Q_{ar} RT_l}{K} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^K - 1 \right] -$$

do peso específico da água e da vazão do líquido pela equação $\Delta H = \frac{Pot}{\gamma_{H_2O} \cdot Q_L}$. A Figura 6.24 apresenta estes resultados.

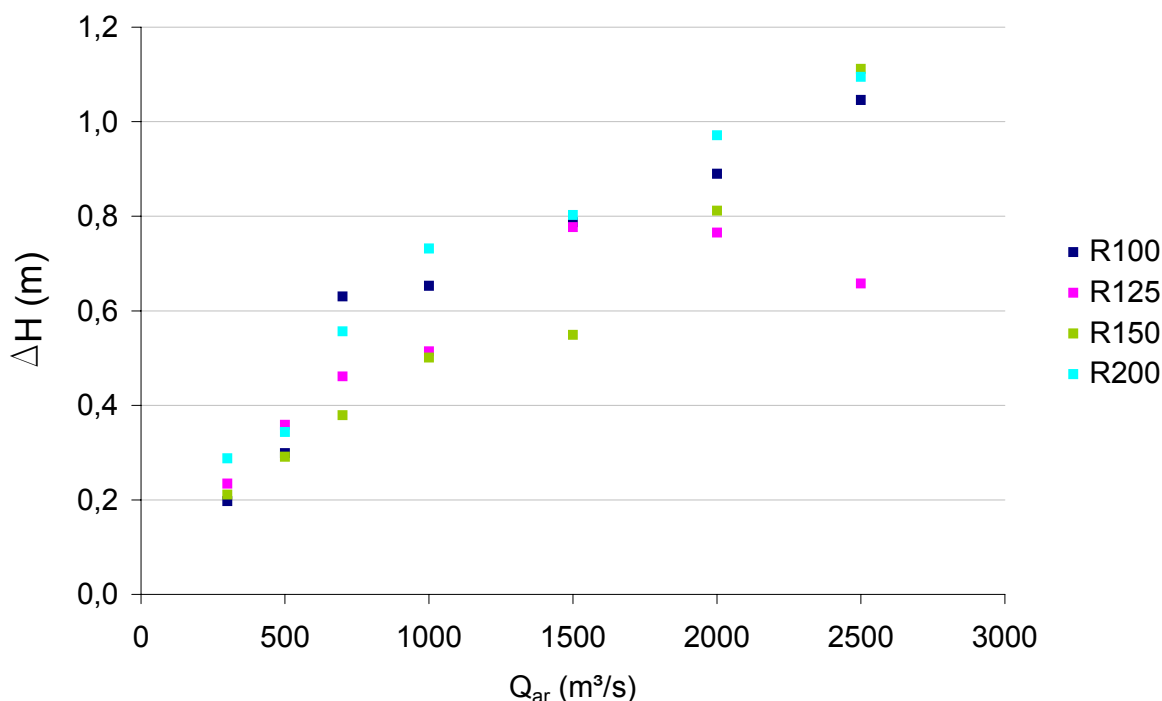


Figura 6.24: Perda de carga em função da vazão de ar injetada no sistema

Na Figura 6.24 nota-se que as perdas de carga são proporcionais à vazão de ar injetada no sistema, conforme esperado. Estas perdas variam de 0,2 m para as menores vazões de ar a 1,1 m para as maiores vazões de ar.

Além disso, observa-se que os reatores R100 e R200 são os que apresentam as maiores perdas de carga para as mesmas vazões de ar. O reator R150 proporcionou as menores perdas, juntamente ao reator R125. Deste modo, pode-se afirmar que esta perda de carga é consideravelmente influenciada pela geometria do reator,

porém não apresenta um comportamento estável ou linear em função da relação A_e/A_i do reator.

Como mencionado, a partir dos gráficos de leituras de tensão para traçadores, o tempo de mistura de cada reator também poderia ser estimado considerando que os valores em miliVolts lidos deveriam ser 5% da tensão máxima lida no primeiro ciclo em relação à tensão final do ensaio já estabilizada. Um exemplo de gráfico para a determinação dos tempos de mistura é apresentado na Figura 6.25.

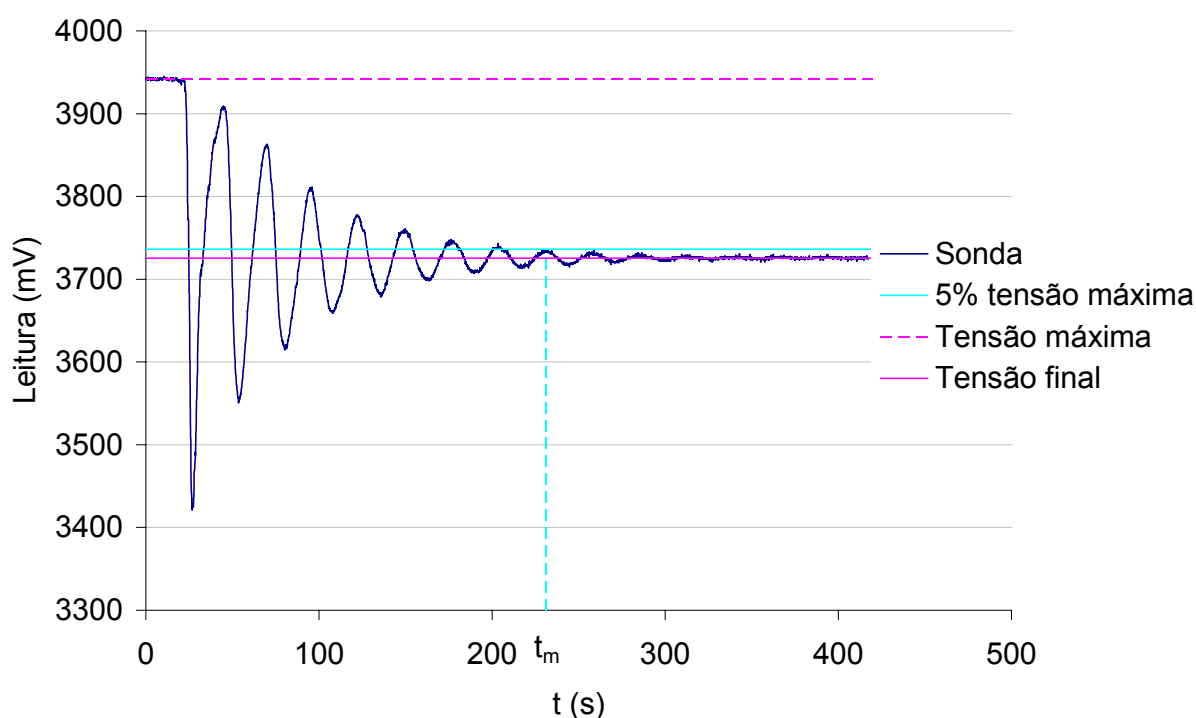


Figura 6.25: Resultado do ensaio da sonda inferior do tubo de subida do R125 a vazão de ar 300 l/h

Nesta figura percebe-se o momento em que os picos de tensão lidos durante os ciclos são inferiores à reta que representa o valor limite de 5% da tensão máxima. Desta forma, é considerado que o tempo de mistura para um reator a uma determinada velocidade superficial do ar é exatamente o valor encontrado no eixo do tempo para o pico da primeira curva de tensão posicionada totalmente abaixo da reta observada no gráfico.

O tempo de mistura é diretamente relacionado ao tempo de circulação – tempo necessário para um ciclo inteiro no reator – pois quanto maior for o tempo de circulação, e conseqüentemente menor velocidade de circulação, menor será a capacidade do reator de realizar a mistura. A Figura 6.26 apresenta os tempos de circulação encontrados para diversas velocidades superficiais do gás.

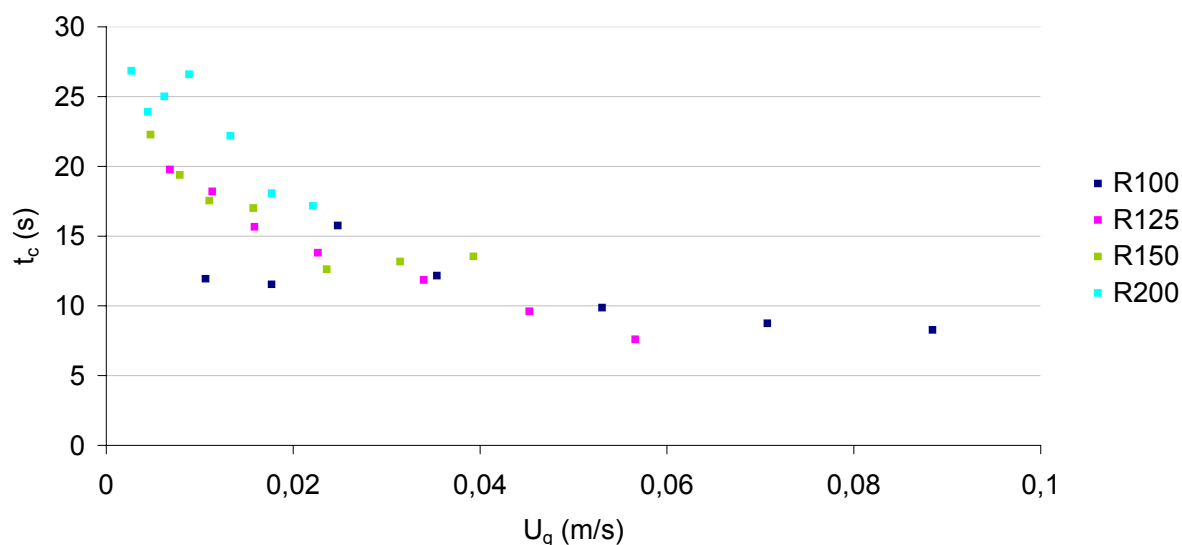


Figura 6.26: Tempos de circulação em função da velocidade superficial do ar

A Figura 6.26 mostra que quanto maior a velocidade superficial do ar menor é o tempo de circulação, em conseqüência da maior velocidade do líquido gerada no reator.

Observa-se ainda, principalmente no reator R100 que as curvas tendem a se estabilizar após uma determinada quantidade de ar injetada no sistema. Além disto, pode-se perceber que os reatores com maior diâmetro interno apresentam tempos de circulação maiores para uma mesma velocidade superficial do ar.

Por meio do método discriminado foram quantificados os tempos de mistura para os quatro reatores estudados em função da velocidade superficial do ar. O resultado é apresentado na Figura 6.27.

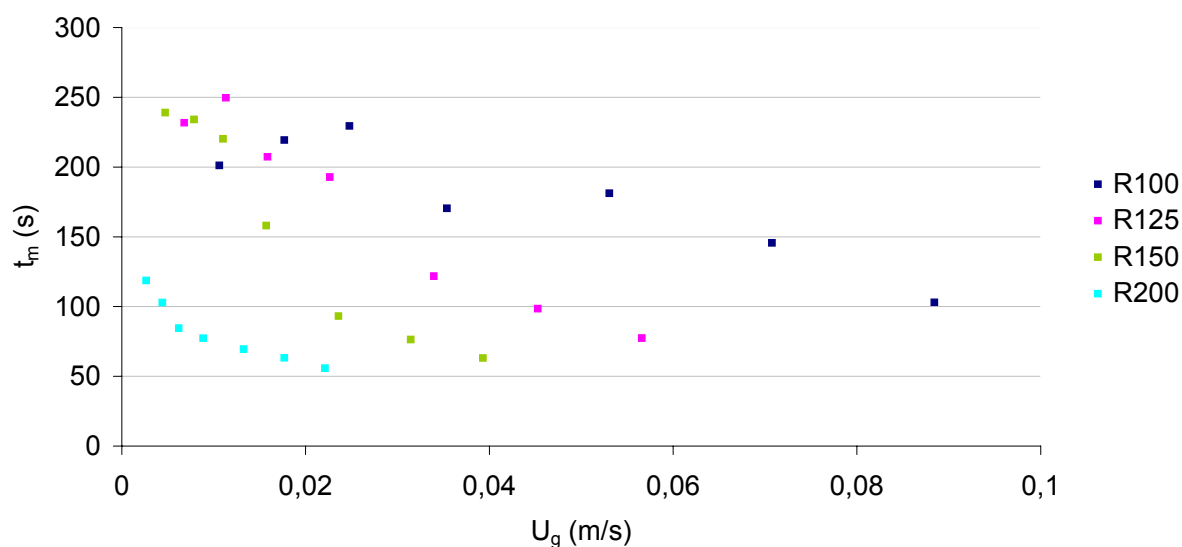


Figura 6.27: Tempo de mistura em função da velocidade superficial do ar

Na Figura 6.27 pode-se observar que todos os reatores obedecem a uma tendência de que quanto maior a velocidade superficial do ar menor o é tempo de mistura. Além disso, nota-se que reatores com menores diâmetros internos necessitam de mais tempo para realizar a mistura.

Os resultados obtidos por Martins Jr. (2005) para os tempos de mistura apresentam comportamento semelhante ao apresentado na Figura 6.27, em que os reatores com tubo de subida de diâmetros menores requerem maior tempo para realizar a mistura e que quanto maior a velocidade superficial do ar menor é o tempo de mistura.

Além disto, o autor (op. cit.) obteve para os reatores com altura 4 m, e diâmetros externo de 200 mm e internos de 100 e 150 mm, tempos de mistura variando de 280 a 110 s a vazões entre 400 e 2000 l/h, enquanto que para o reator com diâmetro interno de 75 mm, os tempos de mistura variaram de 550 a 200 s.

Segundo Merchuk et al. (1998), para velocidades baixas de ar, devido ao pequeno tamanho das bolhas geradas pelos sopradores, os tempos de mistura devem ser mais longos graças ao fluxo homogêneo e menos turbulento. Para altas velocidades de ar o tempo de mistura tende a ser constante, pois a influência da velocidade superficial do ar diminui, já que nestas condições os diâmetros das bolhas não são mais determinados pela dimensão dos furos do soprador. Este comportamento é

mais evidente nos resultados obtidos para o R200, como pode-se observar na Figura 6.27.

Outro efeito que favorece a mistura é a presença de bolhas mais próximas ao centro em sua distribuição nas seções do reator em função do perfil de velocidades do fluxo. Popovic et al. (2007) afirmam que o parâmetro de distribuição de bolhas, C_o , é diretamente proporcional à velocidade superficial do gás. Este parâmetro indica que as bolhas estão uniformemente distribuídas quando se iguala à unidade; para $C_o > 1$, as bolhas estão mais concentradas no centro da seção do tubo e para $C_o < 1$, as bolhas estão mais próximas à parede do tubo.

Com os tempos de mistura determinados pôde-se quantificar o número de ciclos (n) que são necessários para realizar a mistura em cada um dos quatro reatores. A Figura 6.28 apresenta estes resultados.

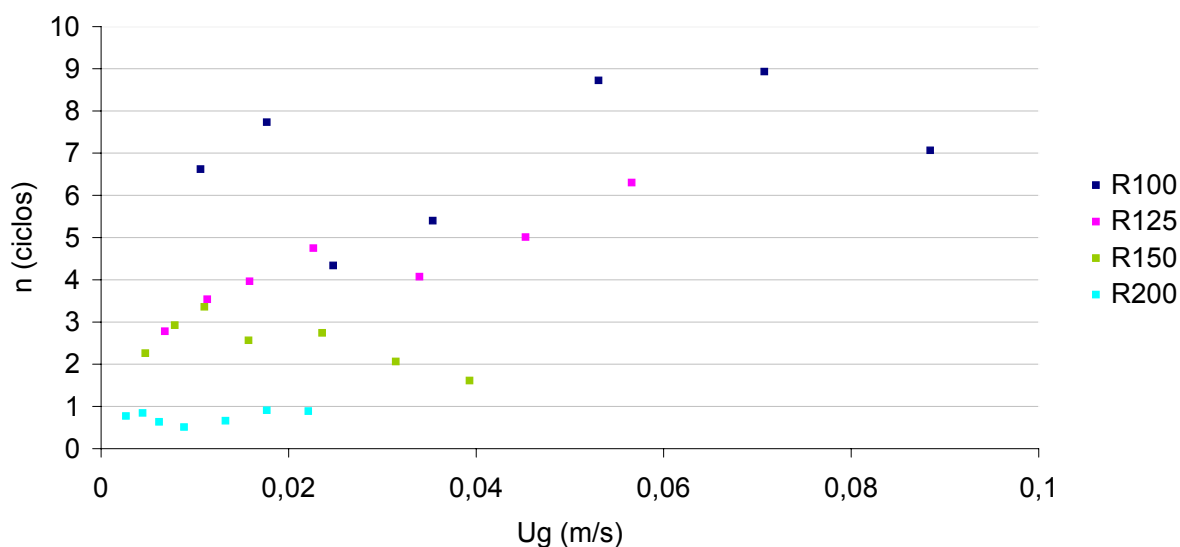


Figura 6.28: Número de ciclos para mistura em função da velocidade superficial do ar

O gráfico mostra que não há uma clara relação entre o número de ciclos e a velocidade superficial do ar. No entanto, podemos perceber que os reatores com relação A_e/A_i maiores necessitam de mais ciclos para alcançarem uma mistura satisfatória.

Hernandes (2002) notou em seu experimento com reatores com relação A_e/A_i igual a 3 e altura 6 m, que eram necessários de 20 a 30 ciclos completos de circulação para a homogeneização – valores estes muito superiores aos apresentados na Figura 6.28 –, o que o autor considerou como uma situação de baixa mistura axial.

Em um reator de circulação interna de base (0,50 x 0,50) m² e 3 m de altura, Talvy et al. (2007) verificaram experimentalmente e por meio de modelos hidrodinâmicos que a mistura é completa a partir do quarto ciclo para velocidade superficial de ar de 1,7 cm/s. Heijnen et al. (1997) cita para os reatores estudados em seu trabalho, com diversas escalas geométricas, cerca de sete ciclos para a mistura completa.

Moo-Young et al. (apud Martin, 2002) propuseram para a modelagem de reatores *airlift* com tubos concêntricos uma expressão adimensional para a previsão dos tempos de mistura.

$$\frac{t_m}{t_c} = 3,5 \sqrt{\frac{A_e}{A_i}} \quad (6.4)$$

Sendo:

t_m : tempo de mistura (s);

t_c : tempo de circulação (s);

A_e : área externa da seção transversal (m²);

A_i : área interna da seção transversal (m²).

Nesta equação nota-se que o tempo de mistura pode ser determinado apenas em função do tempo de circulação e da relação entre áreas. Moo-Young et al. (op cit.), no entanto, consideram desta forma, que o número de ciclos para a mistura (n) é constante para as diversas vazões de ar aplicadas no reator, o que não ocorreu nos resultados experimentais do presente trabalho, como pôde ser observado na Figura 6.28. O Quadro 6.2 descreve os resultados experimentais obtidos em comparação aos calculados pela Equação 6.4.

Quadro 6.2: Comparação entre os resultados experimentais e calculados pela equação de Moo-Young et al. para o tempo de mistura

Vazão de ar (l/h)		300	500	700	1000	1500	2000	2500	
t_m (s)	Exp.	R100	201,19	219,41	229,51	170,44	181,16	145,72	103,06
		R125	231,73	249,66	207,34	192,83	121,84	98,50	77,50
		R150	238,99	234,13	220,23	158,09	93,19	76,39	63,16
		R200	118,71	102,90	84,55	77,40	69,57	63,24	55,84
Moo-Young et al.		R100	95,81	92,58	126,41	97,65	79,21	70,21	66,38
		R125	119,93	110,35	95,01	83,73	71,88	58,25	46,08
		R150	103,94	90,48	81,90	79,38	58,96	61,51	63,26
		R200	70,49	62,75	65,66	69,83	58,28	47,45	45,05
Erro (%)		R100	110,0	137,0	81,6	74,6	128,7	107,5	55,3
		R125	93,2	126,2	118,2	130,3	69,5	69,11	68,2
		R150	129,9	158,8	168,9	99,2	58,1	24,2	0,2
		R200	68,4	64,0	28,8	10,8	19,4	33,3	24,0

Pelo Quadro 6.2 observa-se que a Equação proposta por Moo-Young et al. (op cit.) não pode ser empregada nos modelos utilizados neste estudo, uma vez que grande parte dos erros foi superior a 50%. No entanto, nota-se que para maiores vazões de ar este erro tende a diminuir, o que leva a crer que esta expressão pode apresentar resultados mais eficazes caso se trabalhe em com grandes injeções de ar no sistema.

Moo-Young et al. (apud Martin, 2002) aplicou a equação 6.4 para reatores com relação A_e/A_i em uma faixa que variou de 0,11 a 0,56, para velocidades superficiais de ar semelhantes às experimentalmente utilizadas neste trabalho, porém atingindo velocidades do líquido inferiores, as quais oscilaram entre 0,038 e 0,24 m/s. O reator R200, o qual possui a menor relação entre áreas e igual a 0,56 foi o que apresentou menores divergências entre os resultados ensaiados e os calculados; assim percebe-se que a aplicação desta equação pode ser conveniente para reatores com pequenas áreas de descida.

O número de ciclos, como já foi dito, mantêm-se constante para as diversas velocidades superficiais de ar, diferentemente do que é observado na Figura 6.28 na qual nota-se que a velocidade do ar influi diretamente neste parâmetro. Para o reator

R200, porém os valores de n apresentaram pouca variação, demonstrando assim a possível aplicabilidade desta expressão para este reator, se operado em condições compatíveis às utilizadas por Moo-Young et al. (op cit.).

O reator R100 apresentou, segundo a Equação 6.4, um número de ciclos igual a 8,02, seguido dos demais reatores R125, R150 e R200 que apresentaram valores de n iguais a 6,06; 4,67; e 2,63 respectivamente. Com isso, é percebido que o número de ciclos necessários para a mistura diminui juntamente com a redução das relações entre áreas.

Conforme descrito no item 5.2 deste trabalho, o coeficiente de dispersão longitudinal do reator foi calculado para os quatro reatores com diversas vazões de ar aplicadas. Entretanto, pôde-se notar que o método utilizado não correspondeu com resultados aplicáveis. A Figura 6.29 apresenta o gráfico para os valores calculados no reator R100 no tubo de descida.

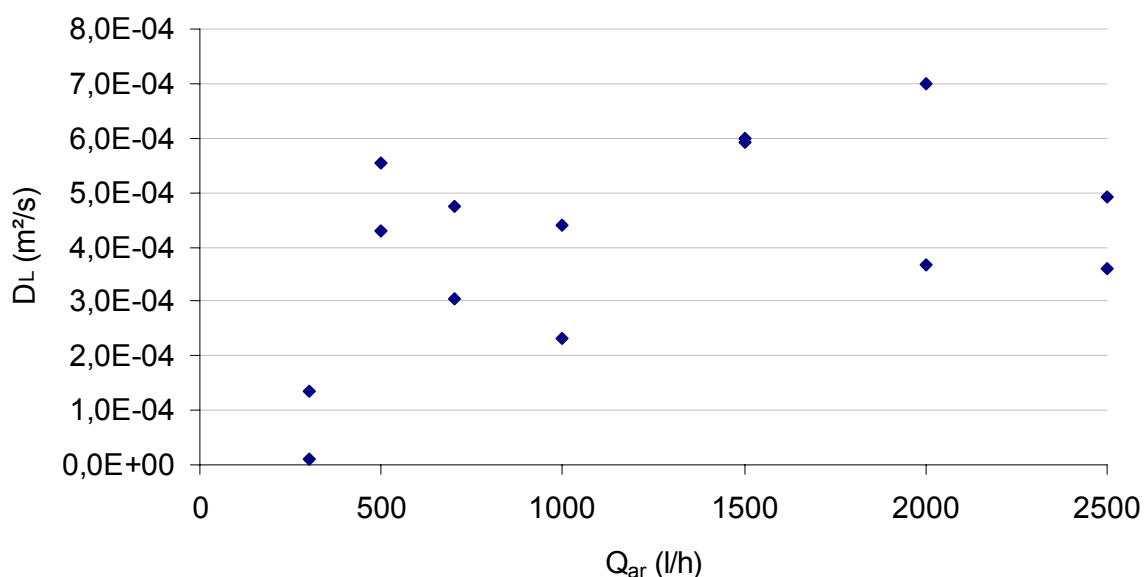


Figura 6.29: Coeficiente de dispersão longitudinal do reator em função da vazão de ar aplicada para o tubo de descida do R100

Como pode-se observar na Figura 6.29, embora os resultados sejam razoavelmente consistentes para uma mesma vazão de ar, os coeficientes calculados não apresentam uma tendência coerente, como observado por Wu e Jong (apud

Merchuk et al., 1998) que afirmam que o coeficiente de dispersão longitudinal aumenta com o aumento da velocidade superficial de ar. Devido a esta disparidade entre os valores encontrados, decidiu-se por não considerá-los neste trabalho.

Todavia, há possibilidade de se obter melhorias qualitativas no ensaio. A injeção do traçador no reator é um fator determinante para a qualidade do ensaio; para isto, sugere-se que a solução salina seja introduzida com velocidade próxima à velocidade do líquido a fim de minimizar quaisquer efeitos impróprios ao fluxo. Nos ensaios com traçador realizados neste trabalho alguns resultados se mostraram comprometidos, pois o tempo de formação da pluma foi muito maior que o de lançamento do jato.

A sensibilidade do equipamento de leitura das tensões também é importante, pois quanto maior for esta sensibilidade menor será a quantidade de sal necessária para a realização do ensaio, evitando assim efeitos indesejáveis principalmente sobre a coalescência das bolhas.

6.2. Resultados para meio trifásico

Os ensaios para meio trifásico foram realizados em duas condições diferentes: em uma delas manteve-se a concentração de areia constante no reator e igual a 100 g/l (segunda etapa) e na outra variou-se esta concentração em uma faixa de 30 a 150 g/l (terceira etapa).

6.2.1. Concentração de areia constante

Os ensaios da segunda etapa foram realizados para todos os reatores e para vazões de ar até 2500 l/h com a intenção de simular, de maneira mais aproximada, o efeito do material suporte na transferência de oxigênio.

Nestes ensaios pôde ser verificada a dificuldade em manter a areia em suspensão, principalmente em vazões de ar baixas. Apenas nos reatores R100 e R125 foi possível realizar ensaios com ao menos três das vazões de ar utilizadas em meio

bifásico. Por esta razão, não foram realizados ensaios com os reatores R150 e R200. Definiu-se um mínimo de três vazões de ar diferentes a fim de se estabelecer uma curva relativamente precisa.

No entanto, quando o reator operar com esgoto, a presença do biofilme aderido ao material suporte causará uma relevante diminuição do peso específico da partícula, o que favorecerá a suspensão das mesmas.

A Figura 6.30 compara os valores obtidos de $K_L a_{20}$ nos dois reatores. Como esperado, o reator que apresenta maior diâmetro interno é capaz de transferir uma quantidade maior de oxigênio, com a mesma vazão de ar.

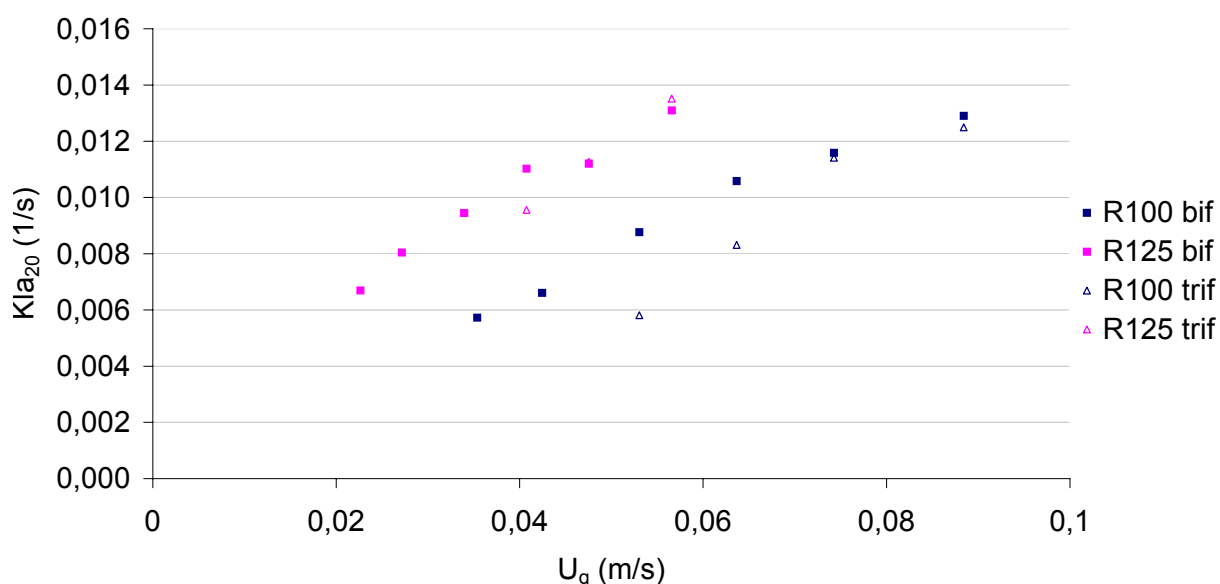


Figura 6.30: Comparação da média aritmética dos valores de $K_L a_{20}$ obtidos entre os reatores R100 e R125 em meio trifásico

Nos ensaios, novamente se verificou que de acordo com o acréscimo da vazão de ar injetada no sistema, a transferência de oxigênio aumenta. Percebe-se que a curva formada é semelhante à curva dos ensaios em meio bifásico.

Neste gráfico nota-se que a transferência de oxigênio em meio trifásico é inferior em relação aos ensaios em meio bifásico nos dois reatores. No R100, a diferença entre os valores chega a atingir 34,1% a uma velocidade superficial do ar de 0,053 m/s. A menor é de 1,7% com ar injetado a uma velocidade de 0,074 m/s.

No R125, a maior diferença é 28,4% a uma velocidade superficial do ar de 0,041 m/s, no entanto a menor diferença permanece alta, sendo igual a 15,1% a uma velocidade do gás de 0,057 m/s.

Na Figura 6.30 pode se observar ainda que todos os valores em meio trifásico são menores quando comparados aos em meio bifásico, o que possibilita concluir que a presença de areia no reator seria desfavorável à transferência de oxigênio.

Gebara (2006), entretanto, em ensaios também realizados com reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação, observou acréscimos significativos do $K_L a_{20}$ com a adição de areia no reator a concentrações de 50, 100 e 150 g/l. O autor considera que esse acréscimo tenha ocorrido devido à diminuição do tamanho das bolhas causado pela presença das partículas sólidas, o que teria acarretado um aumento na área superficial de contato entre as fases gasosa e líquida.

Freitas et. al. (2000) afirmam, entretanto, que a presença de sólidos ocasiona um aumento da coalescência pelo fato das bolhas apresentarem uma tendência de agregação na região próxima ao eixo longitudinal com o acréscimo da concentração de sólidos, o que gera uma maior interação entre as mesmas, contrapondo a idéia de Gebara (2006).

Uma explicação para os resultados encontrados por Gebara (2006), contudo, seria um aumento de K_L , ao invés de um aumento de a . Nedeltchev e Schumpe (2007) afirmam que, em algumas situações, partículas sólidas podem aumentar a freqüência de renovação da superfície e, assim, haveria um acréscimo no valor de K_L ; neste caso, o aumento de K_L seria mais influente no valor do coeficiente de transferência de oxigênio do que a diminuição da área superficial das bolhas.

Yoshimoto et al. (2007), operando com reatores *airlift* de circulação interna, de circulação externa e coluna de bolhas, verificou que a área superficial das bolhas diminui com o aumento da viscosidade do líquido. Esta afirmação é válida se considerarmos uma viscosidade pseudo-homogênea maior para o meio trifásico, como estudado por Nedeltchev e Schumpe (2007).

Portanto, a diminuição do $K_L a$ com o acréscimo de sólidos apresentada na Figura 6.130 pode ser atribuída ao parâmetro área superficial de bolhas a , o qual apresentou grande influência no valor do coeficiente global $K_L a$, quanto comparado ao parâmetro K_L que deve ter aumentado suavemente em função da maior turbulência no filme líquido gerada pela presença de partículas sólidas de maior tamanho.

A partir dos valores do coeficiente global de transferência de oxigênio foram calculados os fluxos de massa transferidos para o meio. As taxas de transferência de oxigênio para meio trifásico foram comparadas com as determinadas para meio bifásico e são apresentadas na Figura 6.31.

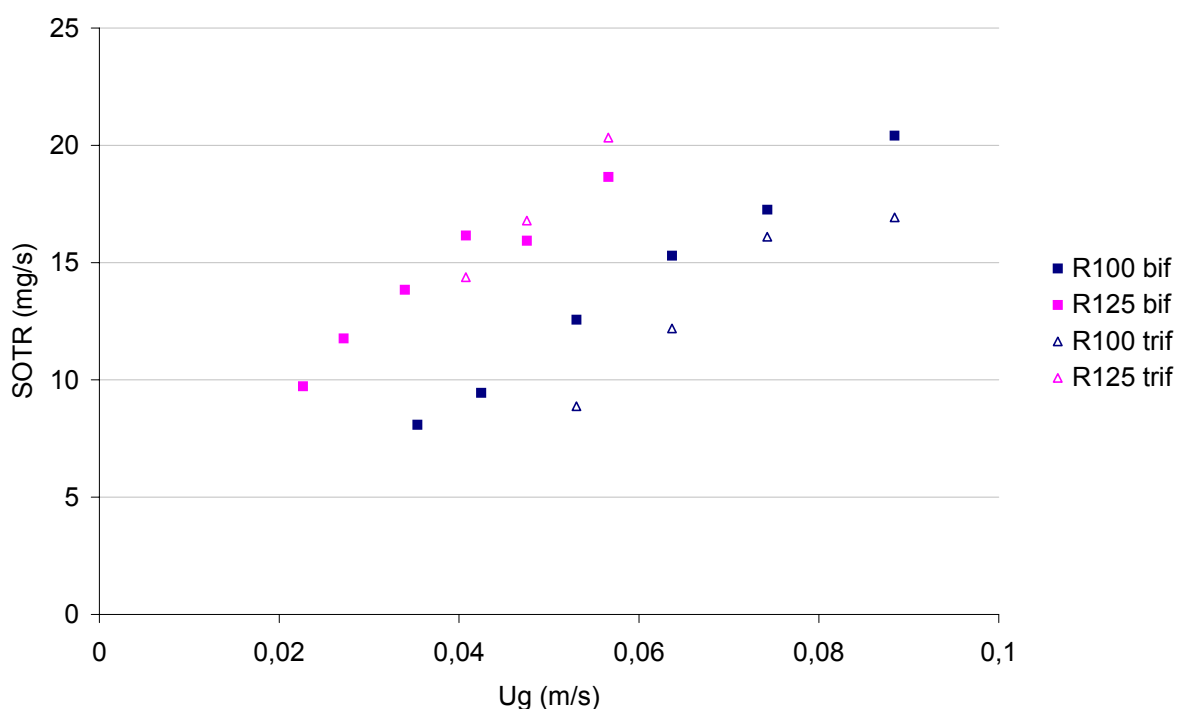


Figura 6.31: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da velocidade superficial de ar para meio trifásico

Na Figura 6.31 nota-se que os valores obtidos para meio trifásico com o reator R100 são menores que os determinados em meio bifásico. No entanto, para o reator R125, quando operado com vazões de ar maiores, apresentam maiores taxas de

transferência de oxigênio em meio trifásico quando comparado aos ensaios em meio bifásico.

Na Figura 6.31 observa-se ainda que as taxas padrão de transferência de oxigênio aumentam conforme se aumenta a velocidade superficial de gás, demonstrando mesmo comportamento para meios bifásico e trifásico.

A taxa de transferência de oxigênio por unidade de potência do sistema de aeração (SAE) pode, contudo, demonstrar em aspectos econômicos a eficiência de aeração em termos de transferência de oxigênio. Para isto, são apresentados os resultados obtidos nos ensaios para meio trifásico na Figura 6.32.

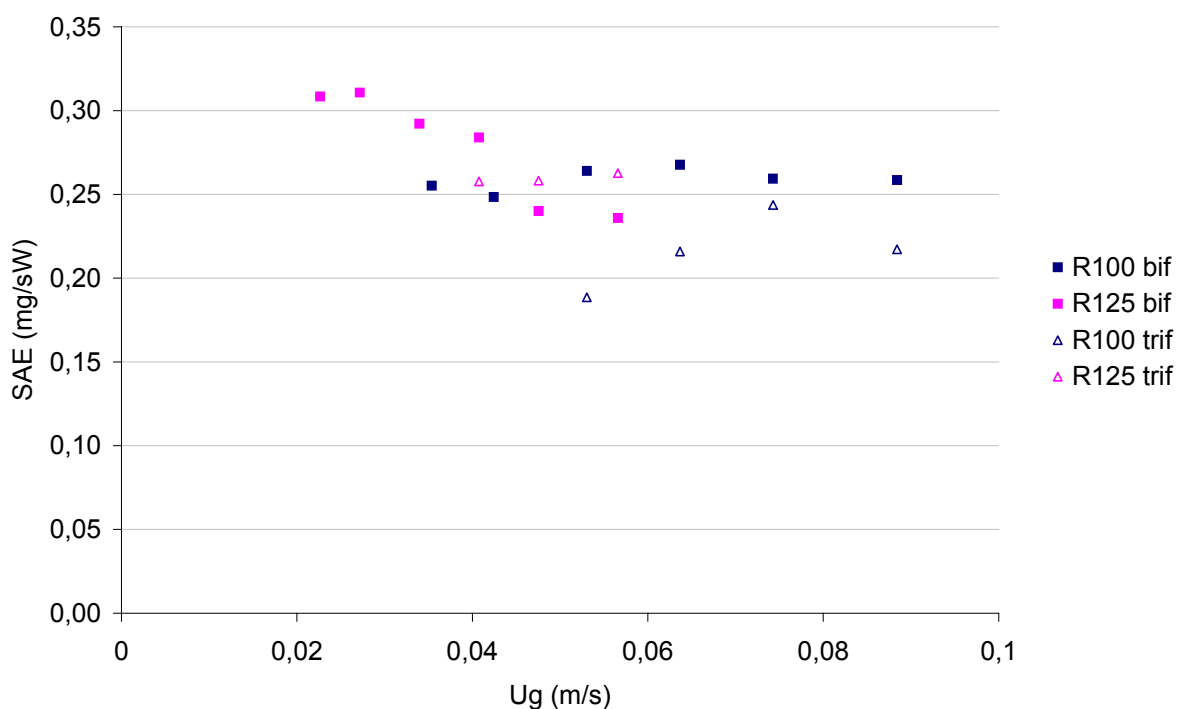


Figura 6.32: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) em função da velocidade superficial de ar para meio trifásico

A Figura 6.32 mostra que os valores de SAE para o reator R125 são praticamente constantes para as velocidades de ar estudadas, o que indica que a energia inserida no sistema é capaz de transferir, proporcionalmente, a mesma quantidade de oxigênio em quaisquer das vazões de ar em questão.

O reator R100, por sua vez, apresenta valores crescentes até velocidades superficiais de ar próximas a 0,75 m/s. A partir deste ponto, o rendimento em transferência de oxigênio, em termos de energia injetada no sistema, diminui substancialmente.

Na Figura 6.32 nota-se também que os valores obtidos para o R100 não superaram em nenhum momento os valores determinados para o reator R125, diferentemente do ocorrido em meio bifásico.

A Figura 6.33 apresenta, para meio trifásico em concentração de areia constante e igual a 100 g/l, os resultados de SOTE, que representa a fração do oxigênio disponível transferida ao meio líquido.

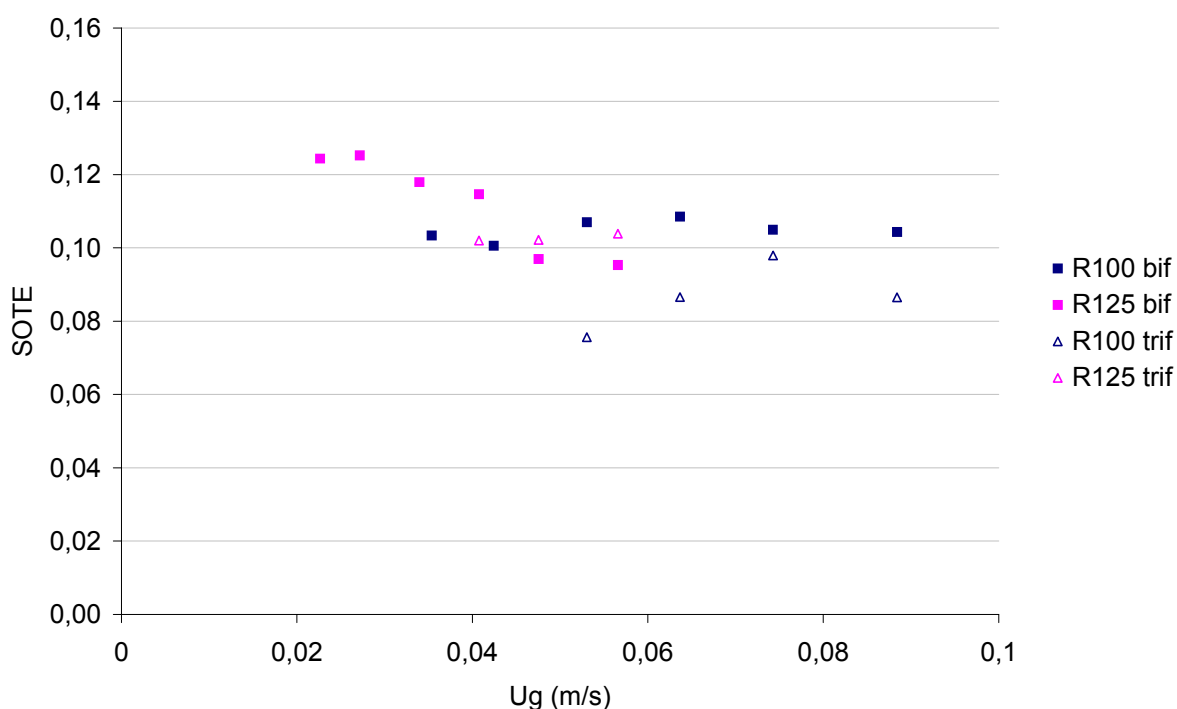


Figura 6.33: Proporção de oxigênio disponível no ar injetado transferido ao meio (SOTE) em função da velocidade superficial de ar para meio trifásico

Na Figura 6.33 nota-se que os valores de SOTE para meio trifásico são inferiores aos obtidos para meio bifásico no reator R100. Isto significa que para uma mesma vazão de ar injetada a transfere-se menos oxigênio ao meio líquido quando o reator funciona em meio trifásico.

Neste reator, no entanto, percebe-se que, a velocidades de ar próximas a 0,75 m/s (2000 l/h), este valor encontra seu ponto máximo, indicando uma velocidade ideal para esta configuração no que se trata de fração de oxigênio transferido ao meio para uma mesma quantidade de ar injetada.

O reator R125, porém, não apresenta variação significativa deste parâmetro, o que demonstra que a fração de oxigênio transferida ao meio, em relação à quantidade de ar inserida no reator, independe da velocidade superficial de ar aplicada. Além disso, observa-se que a maiores velocidades de ar o SOTE em meio trifásico é maior do que em meio bifásico.

6.2.2. Variação da concentração de areia

Com a finalidade de verificar o efeito da introdução progressiva de sólidos no reator, a terceira etapa dos ensaios consistiu em variar a concentração de areia em valores iguais a 30, 70, 100 e 150 g/l. Para isto, manteve-se uma mesma configuração geométrica do reator em todos os ensaios.

O reator utilizado foi o R100 e a vazão de ar injetada foi 2500 l/h, obtendo-se, assim, a maior velocidade superficial do ar possível dentre os parâmetros estudados sendo esta 0,08842 m/s. Desta forma, esta configuração seria a mais indicada para manter o meio suporte em suspensão.

A determinação do K_La foi feita de acordo com o descrito no item 5.3. A Figura 6.34 apresenta os resultados.

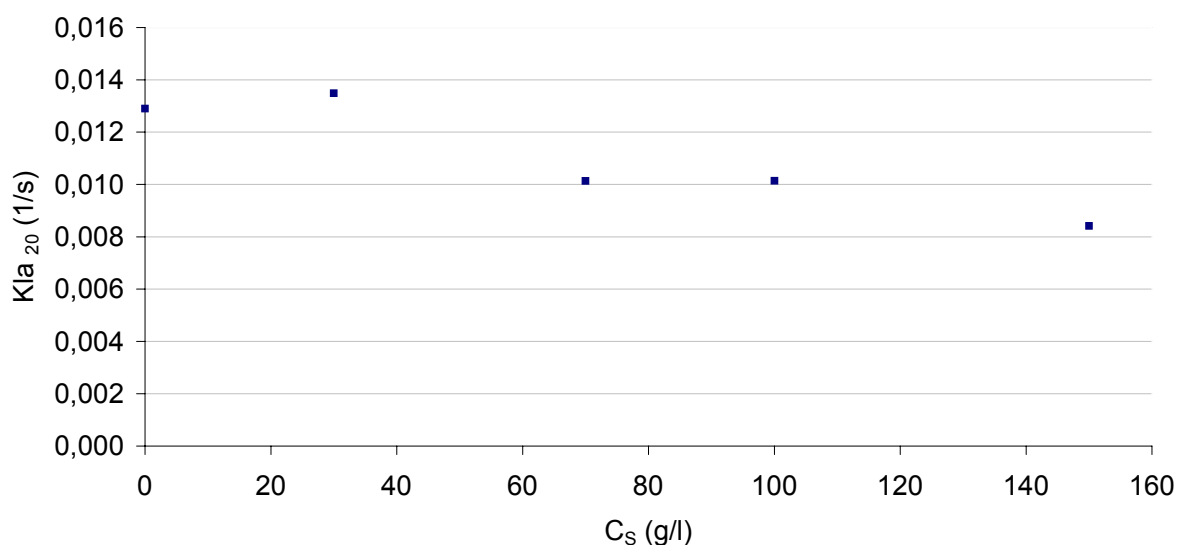


Figura 6.34: Valores de KLa_{20} obtidos em função da concentração de areia

A Figura 6.34 mostra que o coeficiente de transferência de oxigênio tende a diminuir com o acréscimo da fração volumétrica de sólidos no reator. Este comportamento pode ser explicado pelo aumento da coalescência gerado pelo aumento na concentração de areia.

Para altas concentrações, a viscosidade pseudo-homogênea da solução aumenta, diminuindo a turbulência e aumentando a coalescência, o que resulta num decréscimo de K_L e de a (NEDELTCHEV e SCHUMPE, 2007). Para menores concentrações, o efeito da diminuição da área superficial é mais significativo em relação ao aumento de K_L .

Para a concentração de areia igual a 30 g/l, porém, observa-se um acréscimo do KLa em relação ao meio bifásico. Neste caso, conclui-se que o K_L é mais significativo no valor do coeficiente global de transferência de oxigênio do que o parâmetro a .

Hernandes (2002) observou em experimentos com concentrações de areia de 50, 100 e 150 g/l em um reator de tubos concêntricos, que não era possível identificar uma tendência clara no comportamento hidrodinâmico. O autor atribui o ocorrido ao fato da variabilidade dos resultados conseguida com o método de ensaio ser maior que o efeito da concentração de areia.

Yoshimoto et al. (2007) notaram, em reatores de circulação interna e externa e em coluna de bolhas, que para velocidades superficiais entre 0,02 e 3,5 m/s o parâmetro K_L diminui com o acréscimo da concentração de sólidos. Este efeito, juntamente ao aumento da coalescência, aumentada com a fração volumétrica de sólidos, esclarece o comportamento observado na Figura 6.34.

As taxas de transferência de oxigênio foram calculadas para os quatro reatores a partir dos resultados adquiridos para $K_L a$ e são apresentadas na Figura 6.35.

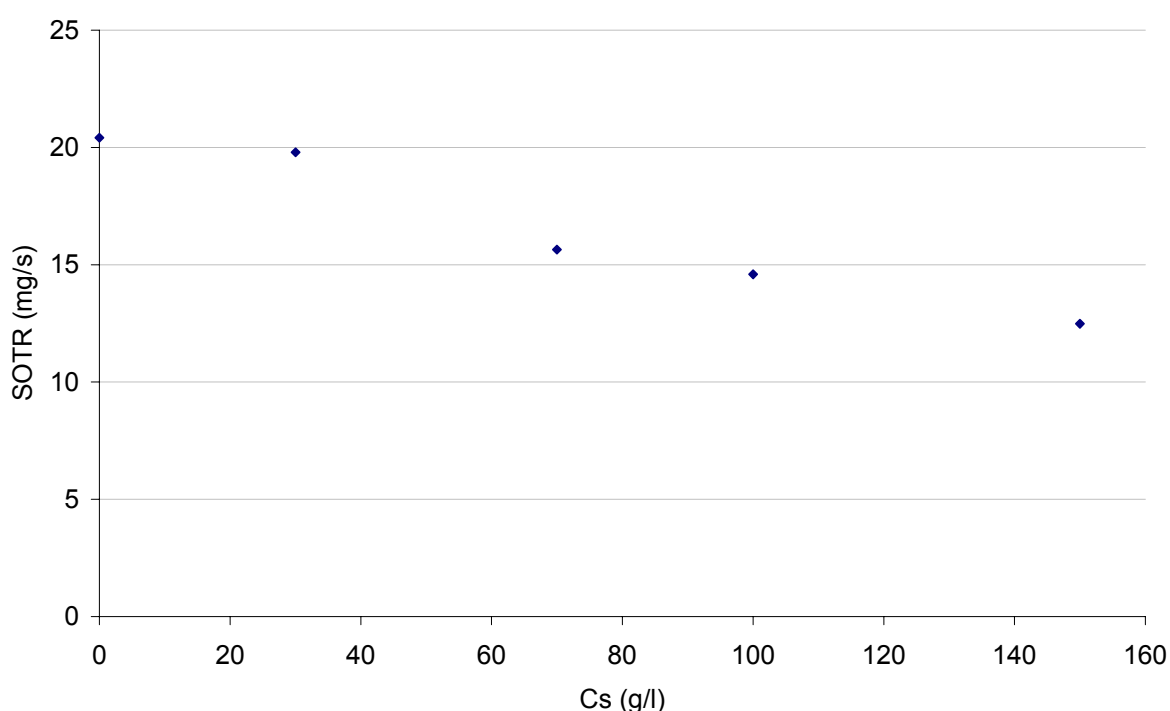


Figura 6.35: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da concentração de areia

A Figura 6.35 evidencia o fato de que a presença de sólidos tem fundamental importância na taxa padrão de transferência de oxigênio. O aumento da concentração de areia no reator diminui esta taxa da mesma forma que os valores de $K_L a$ diminuíram com a maior quantidade de sólidos no reator.

Para a maior concentração de areia utilizada (150 g/l) o valor de SOTR reduziu-se a cerca de 60% quando comparado ao valor encontrado em meio bifásico. O efeito

dos sólidos na transferência de oxigênio, porém, pode ser medido em termos de potência inserida; este efeito é apresentado na Figura 6.36.

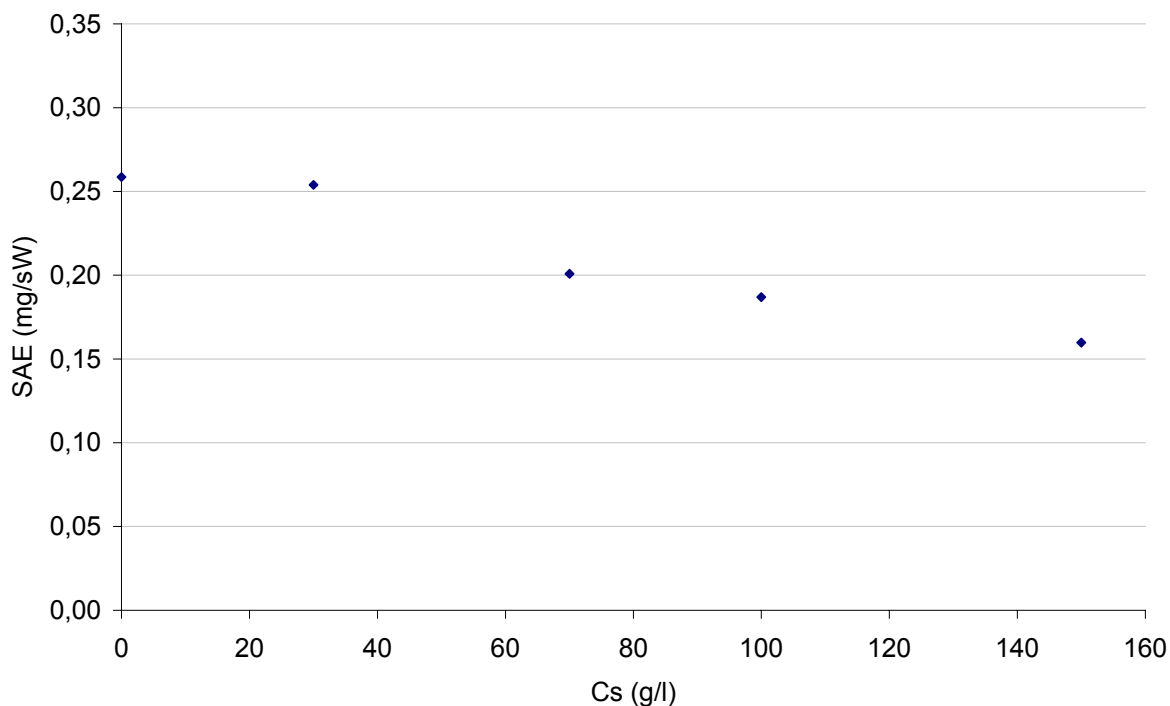


Figura 6.36: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) em função da concentração de areia

Como pode-se perceber na Figura 6.36, os valores de SAE decrescem com a introdução de sólidos no reator, o que indica que quanto maior a concentração de areia menor é a eficiência do reator, no que tange a energia consumida, em transferir oxigênio.

Como pode ser visto na Figura 6.36, há uma tendência linear de decréscimo com o acréscimo da fração volumétrica de sólidos para as velocidades superficiais de ar estudadas, embora não se possa admitir que esta condição permaneça para concentrações maiores de areia.

A fração do oxigênio disponível transferida (SOTE) ao meio líquido é outro parâmetro importante na avaliação da aeração de reatores. A Figura 6.37 apresenta os valores encontrados para meio trifásico com variação da concentração de areia.

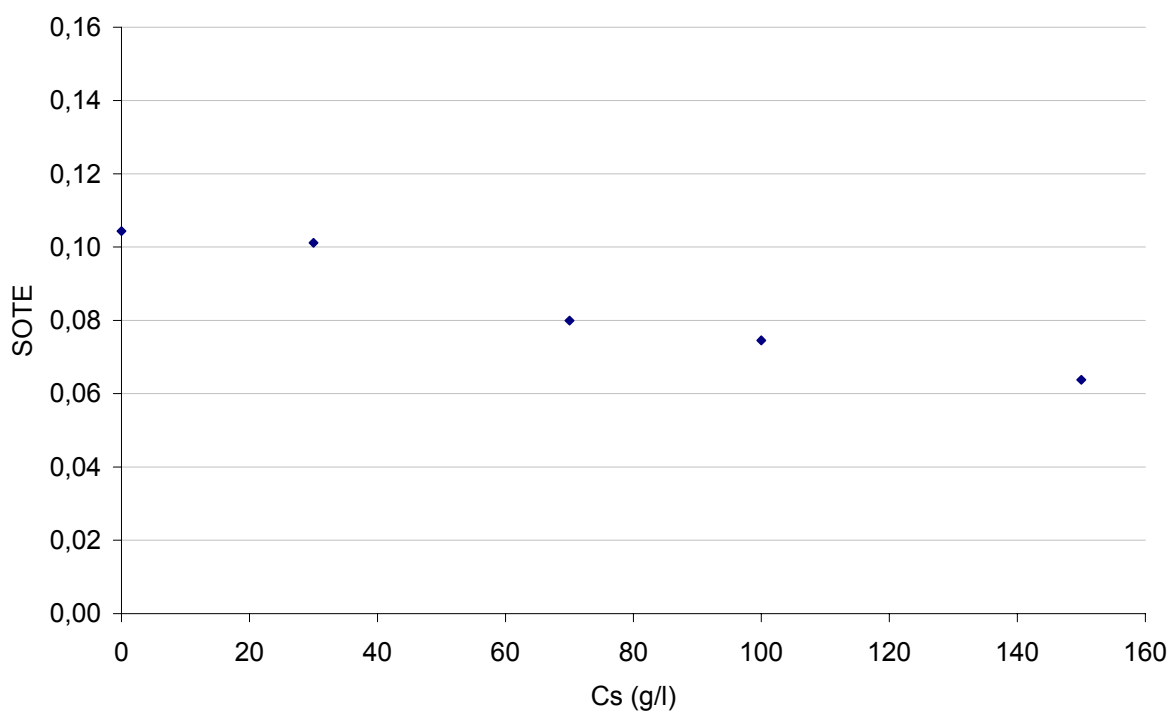


Figura 6.37: Proporção de oxigênio disponível no ar injetado transferido ao meio (SOTE) em função da concentração de sólidos

Como descrito no item 5.3, os parâmetros SOTE e SAE são diretamente proporcionais. Isto pode ser percebido na tendência linear que os pontos apresentam de forma que quanto maior a concentração de areia menor é a fração de oxigênio transferida ao meio por volume de ar injetado.

A presença de sólidos no reator também é capaz de alterar as características de circulação do líquido, alterando sua velocidade. Por meio da Figura 6.38 pode-se visualizar este efeito.

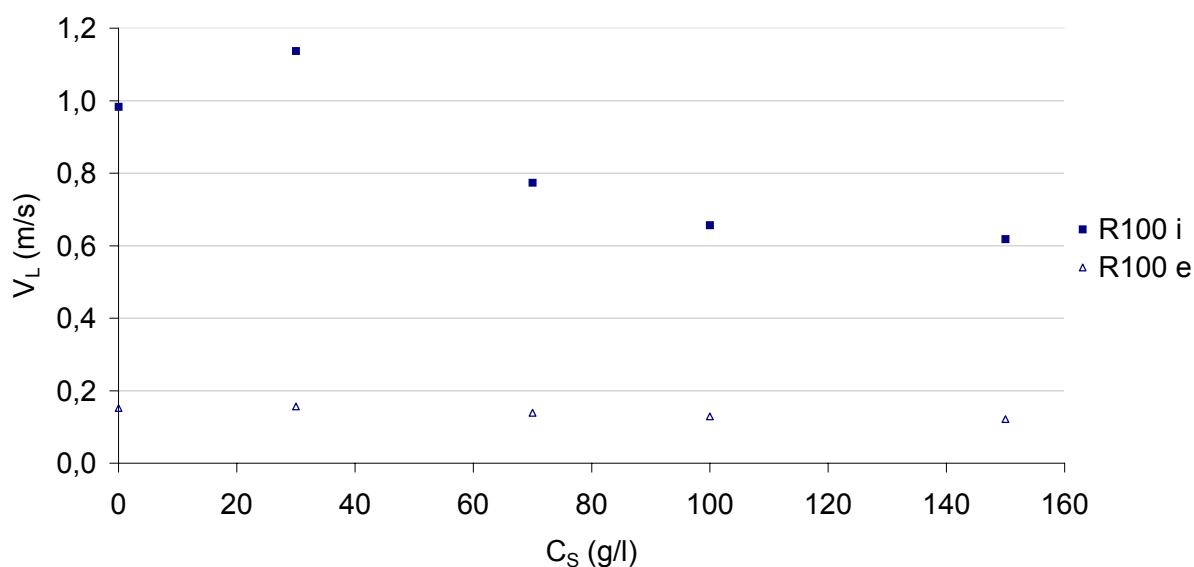


Figura 6.38: Velocidade do líquido nos tubos de subida e de descida em função da concentração de areia

A Figura 6.38 mostra que com o aumento da concentração de sólidos, a velocidade do líquido nos tubos de subida e de descida tende a diminuir, o que coincide com os resultados obtidos por Freitas et al. (2000). No entanto, a configuração R100 teve um comportamento diferente na transição da água limpa para a concentração de 30 g/l, na qual os valores mostram uma tendência de aumento das velocidades no tubo de subida, para posteriormente decair.

O autor (op. cit.) afirma que a introdução progressiva de sólidos nos reatores resulta em um significativo decréscimo da fração volumétrica de ar no tubo interno devido a uma redução da área de fluxo do gás e do líquido. Desta forma, de acordo com Freitas et al. (2000), a velocidade de circulação do líquido diminui com o aumento da massa específica dos sólidos.

Além disto, essa diminuição da fração volumétrica de ar faz com que a força responsável pela circulação do líquido no reator diminua em razão da redução da diferença de massa específica do meio nos tubos interno e externo, caso os sólidos estejam homoganeamente distribuídos ao longo do reator (FREITAS et al. 2000).

Os resultados também se mostram coerentes ao analisarmos a equação de continuidade, em que para que se obtenha uma razão entre V_{Li} e V_{Le} menor, a

fração volumétrica de ar no tubo interno deve diminuir, como observado por Freitas et al. (2000).

Para a constatação de que há uma diminuição da fração volumétrica de ar é apresentada a Figura 6.39 em que a fração de ar varia em função da concentração de areia no reator.

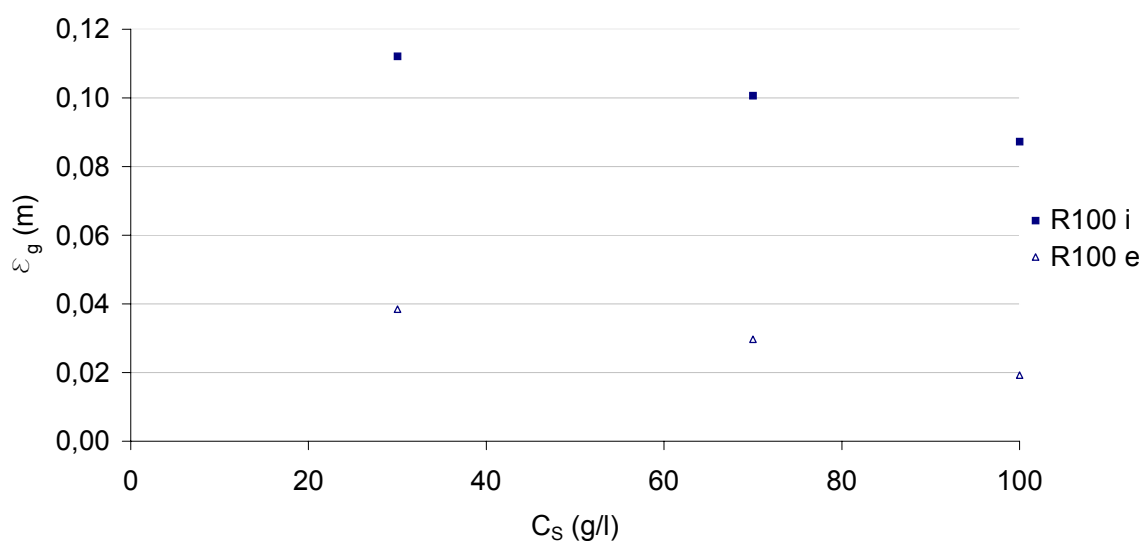


Figura 6.39: Fração volumétrica de ar nos tubos de subida e de descida em função da concentração de areia

A Figura 6.39 mostra, conforme esperado, uma diminuição da fração volumétrica de ar com o aumento da concentração de sólidos no reator, confirmando a hipótese considerada para o comportamento da velocidade do líquido apresentado na Figura 6.38.

Na Figura 6.39 ainda pode-se perceber que a diferença entre a fração volumétrica de ar nos tubos interno e externo sofre uma pequena diminuição com o aumento da concentração de areia. Entretanto, não se pode afirmar com estes dados que isto tenha causado uma diminuição da força motriz para circulação, pois as partículas sólidas também apresentam importante influência neste efeito, caso não se distribuam uniformemente, por possuírem alta massa específica.

A equação proposta por Lu et al. (1995) obtida empiricamente em um reator de altura 2,50 m, de circulação interna, com tubo externo com diâmetro de 18 cm e tubo

interno com diâmetro de 12 cm, foi testada para verificar sua aplicabilidade em meio trifásico. Nesta equação, os autores relacionam a fração volumétrica de ar nos tubos interno e externo em meio trifásico, tomando como variáveis o diâmetro da partícula sólida e as massas do sólido e do líquido presentes no reator, como já apresentado na Equação (6.3).

Os resultados obtidos na verificação da equação podem ser vistos na Figura 6.40, na qual são apresentados os valores experimentais em comparação aos calculados pela equação de Lu et al. (op cit.).

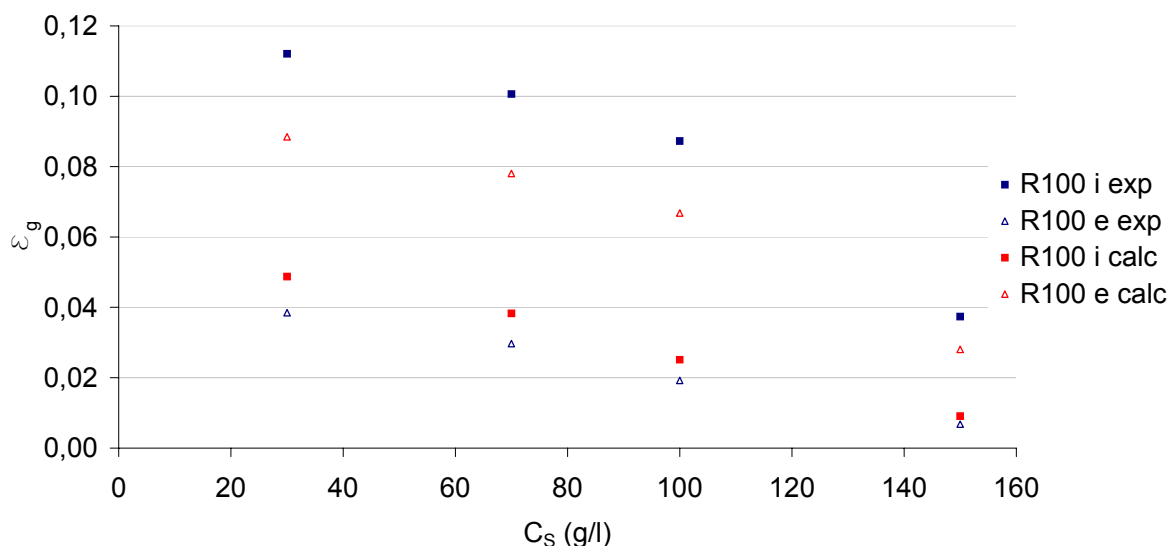


Figura 6.40: Comparação entre a fração volumétrica de ar experimental e a calculada pela relação de Lu et al. (1995) em meio trifásico

Pela Figura 6.40 nota-se que a equação proposta por Lu et al. (1995) não é aplicável às características operacionais e geométricas utilizadas neste trabalho para meio trifásico, pois há uma grande divergência entre os valores obtidos experimentalmente e os calculados por meio da equação.

Esta equação, contudo, prevê na verdade uma diferença muito menor do que a ocorrida entre a fração volumétrica dos dois tubos ao se verificar separadamente os dois resultados, já que os valores de fração de ar no tubo interno são obtidos com os resultados experimentais do tubo externo e vice-versa.

Lu et al. (1995), no entanto, também observaram que a expansão do leito diminuía com o acréscimo de sólidos no reator alegando que isto faria com que a área para o fluxo do ar e do líquido diminuísse, ocasionando a coalescência das bolhas. Verlaan e Tramper (apud Lu et al., 1995) ainda notaram em seus experimentos que as bolhas apresentavam uma tendência de se agregarem no centro da coluna com o aumento da taxa de aeração ou da quantidade de sólidos, intensificando ainda mais o efeito da coalescência.

Os tempos de mistura também foram determinados para se verificar o efeito dos sólidos neste parâmetro. A Figura 6.41 apresenta os valores calculados em função da concentração de areia no reator.

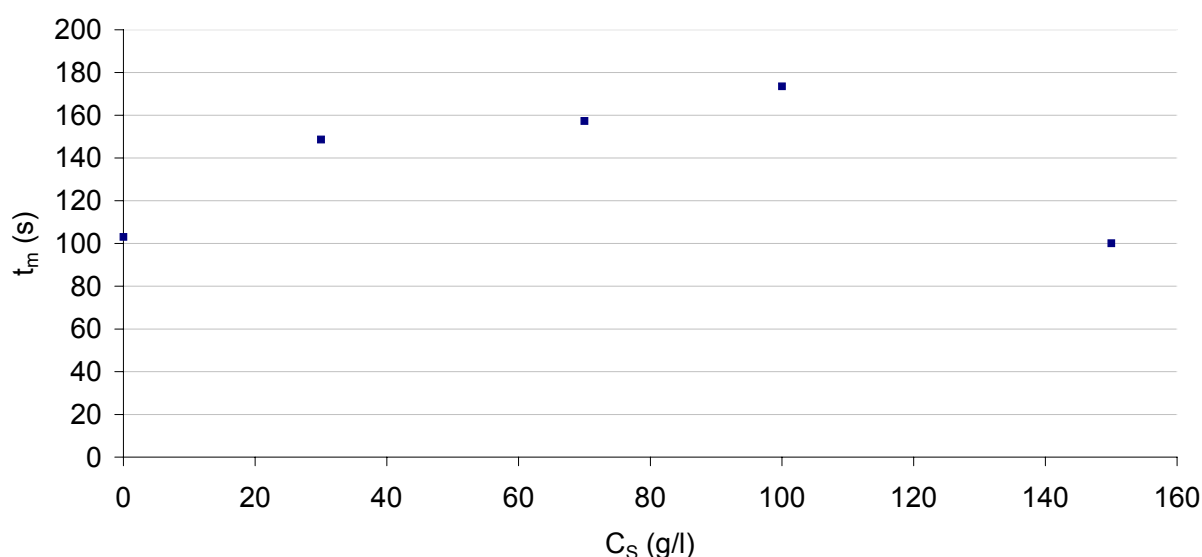


Figura 6.41: Tempo de mistura em função da concentração de areia

Na Figura 6.41 nota-se que os tempos de mistura para concentrações até 100 g/l aumentam suavemente. No entanto, ao se utilizar a concentração de 150 g/l este tempo diminui consideravelmente. Desta forma, não se pode diagnosticar uma tendência de comportamento do tempo de mistura para diversas concentrações de sólidos.

Ao notar-se que as velocidades do líquido diminuiriam para maiores concentrações de areia, esperava-se que o tempo de mistura aumentasse para a mesma situação como ocorreu para concentrações até 100 g/l. No entanto, percebe-se que o tempo

de mistura para meios trifásicos depende de outros fatores além da velocidade do líquido, como, talvez, a turbulência em certas regiões do reator.

A partir dos valores de tempo de mistura, pode-se obter o número de ciclos necessário para a mistura para cada fração volumétrica de sólidos. A Figura 6.42 apresenta este resultado.

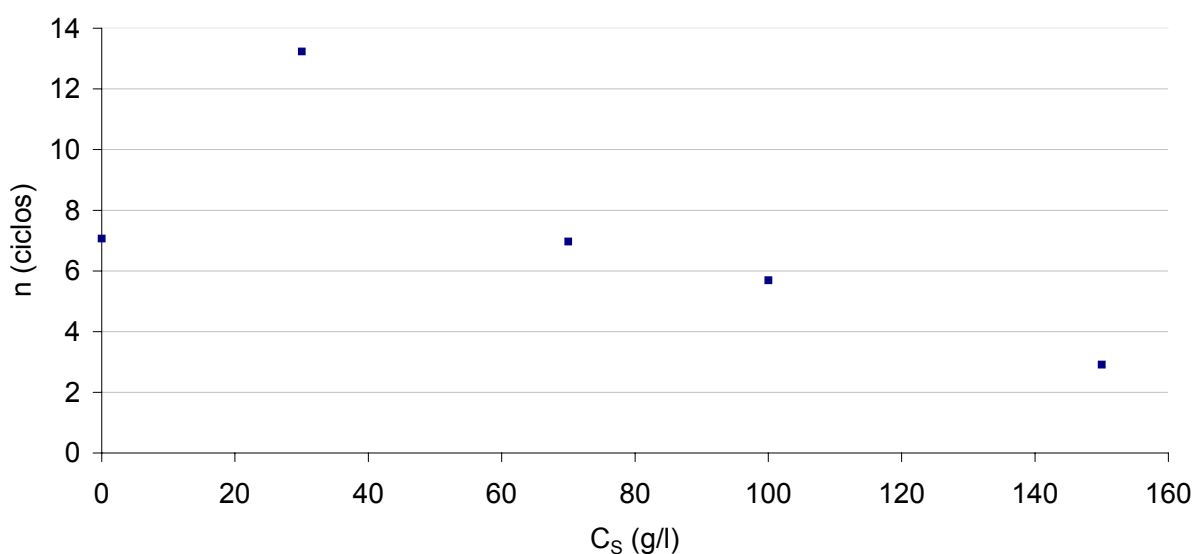


Figura 6.42: Número de ciclos para mistura em função da concentração de areia

A partir da Figura 6.42, pode-se observar que uma maior concentração de areia favorece a mistura, pois quanto maior é a quantidade de sólidos que circula no reator menor é o número de ciclos que o líquido deve realizar no reator para realizar a mistura.

Para meio bifásico, porém, o número de ciclos para a mistura completa não se ajusta ao comportamento observado nos demais pontos do gráfico uma vez que seu valor é praticamente metade do valor encontrado para a menor concentração de areia 30 g/l, sendo que a partir desta concentração os números de ciclos se mostram decrescentes.

7. CONCLUSÕES

O objetivo principal do trabalho foi atingido, com a verificação do efeito da relação entre diâmetros nas características hidrodinâmicas dos reatores de leito fluidizado com circulação interna, disponibilizando informações importantes para a determinação da configuração geométrica destes reatores quando da sua utilização em condições operacionais no tratamento de efluentes.

A metodologia empregada para a determinação da transferência de oxigênio foi satisfatória, obtendo-se valores de $K_L a$ consistentes e compatíveis com os relatados na literatura. Observou-se que os valores de $K_L a$ tendem a estabilizar para maiores velocidades de gás, o que pôde ser notado principalmente nos resultados obtidos para o R100 e para o R125 em meio bifásico. O reator R150 foi o que apresentou maior eficiência na transferência de oxigênio dentre as vazões de ar aplicadas. O equacionamento para a determinação do $K_L a$ apresentado por Miron et al. (2000) foi ajustado podendo ser possivelmente aplicado aos demais modelos com circulação interna em meio bifásico, uma vez que foi utilizada uma grande faixa de trabalho das relações A_e/A_i que variou de 0,56 a 5,25.

Em meio trifásico, a transferência de oxigênio mostrou-se inferior quando comparada à obtida em meio bifásico, provavelmente devido ao aumento do tamanho das bolhas ocorrido em função da coalescência, fenômeno este intensificado com a presença de sólidos. O efeito global da adição de areia é resultado de modificações simultâneas nos parâmetros K_L e a , os quais, no entanto, não podem ser

determinados individualmente pela metodologia adotada. Para isto, recomenda-se um estudo detalhado das características das bolhas presentes no reator, como distribuição de tamanhos e velocidades de ascensão, para que os efeitos de K_L e de a sejam mais bem distinguidos, o que propiciaria facilidades na modelagem do $K_L a$.

As velocidades do líquido apresentaram-se maiores com o acréscimo da velocidade superficial do ar, conforme esperado, sendo as velocidades do tubo de subida superiores às determinadas no tubo de descida, com exceção do reator R200, o qual é o único dos quatro modelos que apresenta relação A_e/A_i inferior à unidade. Os reatores com menores diâmetros internos apresentaram maiores velocidades de subida, em função de sua área reduzida; para as velocidades de descida, os reatores que apresentaram maiores velocidades foram os que possuem menores relações A_e/A_i . O reator R125 apresentou maior eficiência em promover a circulação do líquido para as vazões de ar utilizadas em meio bifásico. Com a introdução progressiva de sólidos no reator observou-se que as velocidades em ambos os tubos tendem a diminuir devido a uma redução da área de fluxo do gás e do líquido.

Na realização dos ensaios de velocidade, notou-se que o traçador se deslocava na região superior do tubo interno antes de iniciar sua circulação pelo tubo externo. Para isto, sugere-se que seja desenvolvido um sistema de injeção da solução salina no qual esta quantidade de movimento que faz com que o traçador se desloque pelo tubo interno seja anulada. Nestes ensaios, contudo, foram realizadas importantes inovações qualitativas como a duplicação da frequência de leituras de tensão que passou a ser feita dez vezes por segundo. Além disto, foram instaladas sondas no tubo interno, além das do tubo externo, tornando possível a avaliação da consistência dos resultados em relação à equação da continuidade no escoamento.

As frações volumétricas de ar foram maiores de acordo com o aumento da velocidade superficial de ar. O modelo R200 obteve frações de ar muito próximas nos tubos interno e externo, o que indicaria uma menor força motriz. As maiores frações de ar no tubo interno foram obtidas no modelo R100, assim como as menores no tubo externo. O desempenho deste reator, contudo, não se assemelhou ao dos demais, indicando a existência de diferentes classes de comportamento hidrodinâmico, nas quais é a configuração geométrica o principal fator de

diferenciação. O Regime II foi predominante em todos os reatores, inclusive para as menores vazões de ar trabalhadas, não sendo constatada a ocorrência do Regime III. A fração de ar em meio trifásico diminuiu com o acréscimo de areia no reator nos tubos interno e externo. A precisão na determinação da fração volumétrica de ar, todavia, pode ser melhorada ao se utilizar um piezômetro inclinado ou até mesmo um transdutor de pressão.

A equação empírica apresentada por Lu et al. (1995) que relaciona a fração volumétrica de ar no tubo interno com a fração de ar no tubo externo, utilizando o diâmetro das partículas e a concentração de sólidos como parâmetros, foi verificada para meios bifásico e trifásico. Os resultados obtidos foram satisfatórios apenas para os reatores R125, R150 e R200 em meio bifásico, o que reforça a idéia da existência de classes distintas pela configuração geométrica do reator, bem como a validade limitada das expressões empíricas desse tipo utilizadas na maioria dos modelos encontrados na literatura.

Por meio das curvas obtidas pela passagem do traçador pela sonda foram estudados os tempos de mistura e o número de ciclos para mistura. Para os quatro modelos foi verificado que o tempo de mistura diminuiu com o aumento da velocidade superficial do ar. Adicionalmente, notou-se que os reatores com menores diâmetros internos necessitam de mais tempo para realizar a mistura. Para meio trifásico, observou-se um acréscimo do tempo de mistura até a concentração de areia igual a 100 g/l, sendo que para 150 g/l ocorreu um decréscimo significativo deste tempo. O número de ciclos em meio trifásico mostrou-se decrescente com a introdução de sólidos no reator. Em meio bifásico, entretanto, percebeu-se que os reatores com relação A_e/A_i maiores necessitaram de mais ciclos para obterem uma mistura completa.

Ainda por meio das curvas do traçador, buscou-se determinar o coeficiente de dispersão longitudinal. Os resultados, porém, não se mostraram confiáveis, por não apresentarem uma tendência coerente, como descrito na literatura. Assim, recomenda-se uma melhor tecnologia de injeção da solução salina e uma maior sensibilidade do equipamento de leitura das tensões para que seja possível obter valores seguros deste coeficiente.

De maneira geral as equações com relações auxiliares utilizadas nos modelos hidrodinâmicos encontrados na literatura, também chamadas de equações de fechamento, não foram bem sucedidas na explicação do comportamento observado em todas as configurações ensaiadas. Entretanto, essas mesmas relações empíricas mostraram-se capazes de explicar o comportamento das configurações geométricas e características operacionais para as quais foram propostas. Portanto, nota-se a necessidade de equações mais abrangentes, ou ainda de maior definição de faixas de aplicação das relações propostas, abrangendo as mais variadas configurações desse tipo de reatores.

8. BIBLIOGRAFIA

- ASCE. **Standard Measurement of oxygen transfer in clean water**. ANSI/ASCE 2-90, 1990, 66p.
- ABNT. **NBR 6508/84**: Determinação da Massa Específica: Grãos de Solos que Passam na Peneira de 4,9mm. Rio de Janeiro, 1984.
- ABNT. **NBR 7181/84**: Análise Granulométrica: Solo. Rio de Janeiro, 1984.
- BELLO, R.A.; ROBINSON, C.W.; MOO-YOUNG, M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. **Chemical Engineering Science**, v.27, p. 369-381, 1984.
- BISHOP, P. L.; ZHANG T. C. Experimental determination of the dissolved oxygen boundary layer and mass transfer resistance near the fluid-biofilm interface. **Water Science & Technology**, v.30, n.11, p.47-58, 1994.
- CASEY, E. et al. Oxygen mass transfer characteristics in a Membrane-Aerated biofilm Reactor. **Biotechnology and Bioengineering**. v. 62, n. 2, p. 183-192, 1999.
- CHISTI, M.Y., HALARD, B., MOO-YOUNG, M. Liquid circulation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.43, n.3, p. 451-457, 1987.
- CUNHA, F. R. e SOBRAL, Y. D. Efeitos hidrodinâmicos e magnéticos na estabilização de ondas de concentração em leitos fluidizados. **Revista Iberoamericana de Ingeniería Mecânica**. v. 9, n. 1, p. 23-26, 2005.
- CUSSLER E. L. **Diffusion mass transfer in fluid systems**. 2ed. New York, Ed. Cambridge University Press, 1997.
- DALL'AGLIO SOBRINHO, M. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto doméstico**. Ilha Solteira: Faculdade de

Engenharia, Universidade Estadual Paulista, 2000, 110p. (Relatório Final FAPESP).

FREITAS, C.; TEIXEIRA, J.T. Hydrodynamic studies in an airlift reactor with an enlarged degassing zone. **Bioprocessing Engineering**, v.18, p.267-279, 1997.

FREITAS, C.; FIALOVÁ, M.; ZHRANDNIK, J.; TEIXEIRA, J. A. Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v.55, p. 4961-4972, 2000.

GARCIA-CALVO, A.; RODRIGUEZ, A.; PRADOS, A., KLEIN, J. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.54, p. 2359-2370, 1999.

GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R.Z. Modeling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.69, p. 85-91, 1998.

GEBARA, D.; DALL'AGLIO SOBRINHO, M.; RUGGERI JUNIOR, H.C.; MILANEZ, D.H E.; HERNANDES, T.N. Desempenho de dois tipos de injetores de ar na transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL, 21, 2001, João Pessoa. Rio de Janeiro: ABES, 2001.

GEBARA, D. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. São Paulo, 2006. 316 p. Tese (Doutorado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Universidade de São Paulo.

GIOVANNETTONE e GULLIVER. Gas transfer and liquid dispersion inside a deep airlift reactor. **AIChE Journal**, v. 54, p. 850-861, 2008.

GISEKE, A et al. Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor and microscale investigations. **Water Research**, v.36, p.501-509, 2002.

GUARDIA FILHO, L. E. **Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR**. Ilha Solteira: UNESP/FEIS, 2001, 45p. (Relatório Científico ao CNPq-PIBIC).

HAGEDORN-OLSEN, C.; MØLLER, I.H.; TØTTRUP, H.; HARREMOËS, P. Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. **Water Science & Technology**, v.29, n.10-11, p.83-91, 1994.

HEIJNEN, J. et al. Formation of biofilms on small suspended particles in air-lift reactors. **Water Science & Technology**, v.26, n. 9/10, p.2015-2019, 1992.

- HEIJNEN, J. et al. Development and scale-up of an aerobic biofilm air-lift suspension reactor. **Water Science & Technology**, v. 27, p.253-261, 1993.
- HEIJNEN, J.J.; HOLS, J.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; VAN LEEUWEN, H.L.J.M.; MULDER, A.; WELTEVREDE, R. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. **Chemical Engineering Science**, v.52, p. 2527-2540, 1997.
- HERNANDES, T. N. **Coeficiente de transferência de oxigênio em reatores aeróbios de tubos concêntricos e leito fluidizado**. Ilha Solteira, 2002. 125 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.
- IWAI, S.; KITAO, T. **Wastewater treatment with microbial films**. Lancaster USA: Technomic Publishing Company, 1994, 183 p.
- JIANPING et al. Flow behavior in three-phase internal-loop airlift reactor with large gas recirculation through the downcomer. **Chem. Biochem. Eng.**, v. 19, p. 133-140, 2005.
- JORDÃO, E. P. e PESSÔA C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 3 ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995. 720p.
- LERTPOCASOMBUT, K. **Epuration carbonee par film biologique mince dans un reacteur a lit fluidise triphasique**. 1991. 204p. These (Doctorat) – L'institut National Des Sciences Appliquees de Toulouse, Université Toulouse, Toulouse, 1991.
- LEVENSPIEL, O. e KUNII, D. **Fluidization engineering**. 2ed. Stoneham, MA: Ed. Butterworth-Heinemann, 1991.
- LU et al. Liquid velocity and gas holdup in three-phase internal loop airlift reactors with low-density particles. **Chemical Engineering Science**, v. 50, p. 1301-1310, 1995.
- MARTÍN, P. R. **Análisis del flujo y cambio de escala en sistemas líquido-gas**. Madrid, 2002. 249p. Tese (Doutorado) – Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Complutense de Madrid.
- MARTINS JR., W. N. **Perdas de carga e velocidades induzidas em reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação**. Ilha Solteira, 2005. 104 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.
- MERCHUK et al. Studies of mixing in a concentric tube airlift bioreactor with different spargers. **Chemical Engineering Science**. v. 53, n. 4, p. 709-719, 1998.
- METCALF e EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse**. 3 ed. New York: McGraw-Hill, 1991.1335p.

- MILANESE, D. H. E. **Hidrodinâmica de reatores aeróbios retangulares de leito fluidizado com circulação**. Ilha Solteira, 2002. 121 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.
- MIRON et al. Bubble-column and airlift photobioreactor for algal culture. **AIChE Journal**, v. 46, p. 1872-1887, 2000.
- NEDELTCHEV e SCHUMPE. Theoretical prediction of mass transfer coefficients in a slurry bubble column operated in the homogeneous regime. **Chem. Biochem. Eng. Q.** v.21, p. 327-334, 2007.
- NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, J.J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. **Journal of Biotechnology**, v.80, p. 1-33, 2000a.
- NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, S.J. Particle-based biofilm reactor technology. **Tibtech**, v.18, p. 312-320, 2000b.
- NOGUEIRA, R. et al. Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactors: effect of hydraulic retention time and the presence of organic carbon. **Water Research**, v. 36, p. 469-481, 2002.
- PICIOREANU, C. et al. Effect of diffusive and convective substrate transport on biofilm structure formation: a two-dimension modeling study. **Biotechnology and Bioengineering**. v. 69, n. 5, p. 504-515, 2000.
- POPOVIC et al. Drift Flux distribution parameter in three-phase air-lift reactors. **Chem. Biochem. Eng. Q.** v.21, p. 435-437, 2007.
- RUFATO, F. H. **Efeito da redução do diâmetro interno sobre o desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. Ilha Solteira, 2005. 98 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.
- RUGGERI JÚNIOR, H. C. **Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos**. Ilha Solteira, 2002. 115 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.
- SHIEH, W.K.; SUTTON, P.M.; KOS, P. Predicting Reactor Biomass Concentration in a Fluidized Bed system. **Journal W.P.C.F.**, v.53, n.11, p. 1574-1584, 1981.
- TRULEAR, M.G.; CHARACKLIS, W.G. Dynamics of Biofilm Processes. **Journal WPCF**, v.54, n.9, p.1288-1301, 1982.
- VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Bubble recirculation regimes in internal-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v.54, p. 3995-4006, 1999a.

- VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN DER HOOGEN, J.H.A.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; van LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. The biofilm airlift extension reactor. Part II: Three-phase hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v.55, p.1909-1924, 1999b.
- VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2 ed. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 1996 a. 243 p.
- VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgoto**. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 1996 b. 211 p.
- YOSHIMOTO et al. Gas-liquid interfacial area, bubble size and liquid-phase mass transfer coefficient in a three-phase external loop airlift bubble column. **Chem. Biochem. Eng. Q.**, v.21, p. 365-372, 2007.

ANEXOS

RESULTADOS DOS ENSAIOS

RESULTADOS PARA MEIO BIFÁSICO

Vazão de ar (l/h)	K_{La} (s^{-1})			
	R100	R125	R150	R200
1000	0,0057	0,0067	0,0066	0,0061
1200	0,0066	0,0080	0,0074	0,0074
1500	0,0088	0,0094	0,0091	0,0087
1800	0,0106	0,0110	0,0109	0,0106
2100	0,0116	0,0112	0,0127	0,0109
2500	0,0129	0,0131	0,0153	0,0125

Vazão de ar (l/h)	SOTR (mg/s)			
	R100	R125	R150	R200
1000	8,090	9,731	9,501	9,106
1200	9,450	11,768	10,728	11,115
1500	12,564	13,846	13,257	12,859
1800	15,293	16,153	15,683	15,417
2100	17,256	15,934	18,680	16,043
2500	20,420	18,654	22,463	18,394

Vazão de ar (l/h)	SAE (mg/sW)			
	R100	R125	R150	R200
1000	0,2552	0,3084	0,3015	0,2873
1200	0,2484	0,3106	0,2832	0,2921
1500	0,2640	0,2923	0,2797	0,2712
1800	0,2677	0,2840	0,2754	0,2709
2100	0,2593	0,2400	0,2823	0,2419
2500	0,2585	0,2359	0,2851	0,2329

SOTE				
Vazão de ar (l/h)	R100	R125	R150	R200
1000	0,1033	0,1243	0,1214	0,1163
1200	0,1006	0,1253	0,1142	0,1183
1500	0,1070	0,1179	0,1129	0,1095
1800	0,1085	0,1146	0,1113	0,1094
2100	0,1049	0,0969	0,1136	0,0976
2500	0,1043	0,0953	0,1148	0,0940

Velocidade de subida do líquido (m/s)				
Vazão de ar (l/h)	R100	R125	R150	R200
300	0,6248	0,3369	0,2594	0,1071
500	0,6883	0,3667	0,3140	0,1497
700	0,4569	0,3998	0,3376	0,1294
1000	0,6301	0,5122	0,3650	0,1405
1500	0,7836	0,5085	0,4996	0,1922
2000	0,9247	0,6878	0,4506	0,2118
2500	0,9834	1,0004	0,4113	0,2349

Velocidade de descida do líquido (m/s)				
Vazão de ar (l/h)	R100	R125	R150	R200
300	0,1620	0,1383	0,1626	0,2430
500	0,1260	0,1497	0,1708	0,2435
700	0,1394	0,2000	0,1981	0,2464
1000	0,1419	0,1684	0,1877	0,2128
1500	0,1680	0,2842	0,2444	0,2312
2000	0,1489	0,2905	0,2626	0,3082
2500	0,1523	0,2364	0,2822	0,3129

Fração volumétrica de ar no tubo interno				
Vazão de ar (l/h)	R100	R125	R150	R200
300	0,0290	0,0103	0,0103	0,0120
500	0,0387	0,0149	0,0141	0,0192
700	0,0496	0,0195	0,0187	0,0277
1000	0,0608	0,0266	0,0238	0,0347
1200	0,0693	0,0327	0,0280	0,0389
1500	0,0778	0,0351	0,0346	0,0414
1800	0,0869	0,0400	0,0474	0,0418
2000	0,0917	0,0420	0,0502	0,0430
2100	0,0979	0,0444	0,0502	0,0435
2500	0,1078	0,0468	0,0526	0,0463

Fração volumétrica de ar no tubo externo				
Vazão de ar (l/h)	R100	R125	R150	R200
300	0,0056	0,0056	0,0128	0,0103
500	0,0056	0,0094	0,0170	0,0162
700	0,0081	0,0107	0,0195	0,0243
1000	0,0124	0,0216	0,0249	0,0297
1200	0,0149	0,0262	0,0282	0,0335
1500	0,0191	0,0282	0,0328	0,0335
1800	0,0257	0,0307	0,0422	0,0368
2000	0,0277	0,0307	0,0450	0,0376
2100	0,0277	0,0335	0,0454	0,0376
2500	0,0322	0,0360	0,0482	0,0414

RESULTADOS PARA MEIO TRIFÁSICO
(concentração de areia constante)

Vazão de ar (l/h)	K_{La} (s⁻¹)			
	R100	R125	R150	R200
1000	-	-	-	-
1200	-	-	-	-
1500	0,0058	-	-	-
1800	0,0083	0,0096	-	-
2100	0,0114	0,0113	-	-
2500	0,0125	0,0135	-	-

Vazão de ar (l/h)	SOTR (mg/s)			
	R100	R125	R150	R200
1000	-	-	-	-
1200	-	-	-	-
1500	8,880	-	-	-
1800	12,195	14,377	-	-
2100	16,101	16,793	-	-
2500	16,929	20,328	-	-

SAE (mg/sW)				
Vazão de ar (l/h)	R100	R125	R150	R200
1000	-	-	-	-
1200	-	-	-	-
1500	0,1886	-	-	-
1800	0,2159	0,2577	-	-
2100	0,2437	0,2582	-	-
2500	0,2172	0,2627	-	-

SOTE				
Vazão de ar (l/h)	R100	R125	R150	R200
1000	-	-	-	-
1200	-	-	-	-
1500	0,0756	-	-	-
1800	0,0865	0,1020	-	-
2100	0,0979	0,1021	-	-
2500	0,0865	0,1038	-	-

RESULTADOS PARA MEIO TRIFÁSICO
(variação da concentração de areia)

R100				
Concentração de areia (g/l)	K_{La} (s-1)	SOTR (mg/s)	SAE (mg/sW)	SOTE
30	0,0135	19,794	0,2539	0,1011
70	0,0101	15,646	0,2007	0,0799
100	0,0101	14,588	0,1869	0,0745
150	0,0084	12,484	0,1597	0,0638

R100				
Concentração de areia (g/l)	V_{Li} (m/s)	V_{Le} (m/s)	ϵ_i	ϵ_e
30	1,1370	0,1567	0,1121	0,0385
70	0,7737	0,1392	0,1006	0,0297
100	0,6565	0,1291	0,0873	0,0192
150	0,6182	0,1216	0,0374	0,0068