

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS E DE TECNOLOGIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**HIDRODINÂMICA E TRANSFERÊNCIA DE  
OXIGÊNIO EM TRÊS BIORREACTORES AIRLIFT DE  
CIRCULAÇÃO INTERNA GEOMETRICAMENTE  
SEMELHANTES**

**Marcel Otavio Cerri**

São Carlos – SP  
2009

**HIDRODINÂMICA E TRANSFERÊNCIA DE  
OXIGÊNIO EM TRÊS BIORREATORES AIRLIFT DE  
CIRCULAÇÃO INTERNA GEOMETRICAMENTE  
SEMELHANTES**

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS E DE TECNOLOGIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**HIDRODINÂMICA E TRANSFERÊNCIA DE  
OXIGÊNIO EM TRÊS BIORREACTORES AIRLIFT DE  
CIRCULAÇÃO INTERNA GEOMETRICAMENTE  
SEMELHANTES**

**Marcel Otavio Cerri**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisitos necessários para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química, área de concentração em Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

Orientador: Alberto Colli Badino Júnior

São Carlos – SP  
2009

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da  
Biblioteca Comunitária/UFSCar**

C417ht

Cerri, Marcel Otavio.

Hidrodinâmica e transferência de oxigênio em três biorreatores Airlift de circulação interna geometricamente semelhantes / Marcel Otavio Cerri. -- São Carlos : UFSCar, 2009.

157 f.

Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2009.

1. Engenharia bioquímica. 2. Hidrodinâmica. 3. Biorreator não convencional. 4. Massa - transferência. 5. Cisalhamento. 6. Biorreatores pneumáticos. I. Título.

CDD: 660.63 (20<sup>a</sup>)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **MARCEL OTÁVIO CERRI** APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS EM 12 DE MARÇO DE 2009.

BANCA EXAMINADORA:



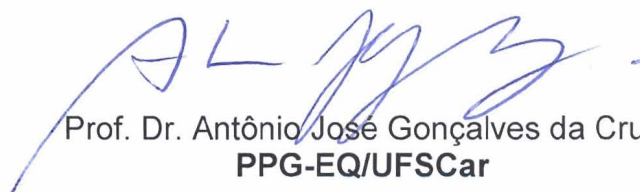
Prof. Dr. Alberto Colli Badino Júnior  
**Presidente, PPG-EQ/UFSCar**




Prof. Dr. Agenor Furigo Júnior  
**CPGENQ/UFSC**



Prof. Dr. Luis Alexandre Pedro de Freitas  
**FCFRP/USP**



Prof. Dr. Antônio José Gonçalves da Cruz  
**PPG-EQ/UFSCar**



Profª. Drª. Teresa Cristina Zangrolami  
**PPG-EQ/UFSCar**

Dedico este trabalho aos meus pais e ao meu grande amor Adriana, por me apoiarem em todos os meus sonhos, e torná-los realidade.

## AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Alberto Colli Badino Jr. pela orientação deste trabalho, profissionalismo, amizade e paciência em ensinar.

Aos meus pais e meu irmão que sempre me apoiaram para eu continuar estudando.

À minha esposa Adriana que desde que entrou na minha vida só trouxe alegrias, carinho e entusiasmo.

Aos amigos de laboratório, Dr. Álvaro de Baptista Neto, Dra. Juliana Teodoro pela grande ajuda nas partes experimentais, aos meus colegas de trabalho, Clóvis, Alexandre Campesi, Douglas, Luciana Brites, Charles, Célia e Liliane.

Ao técnico mecânico Oscar e ao técnico de laboratório Amadeus pela ajuda cedida e sempre simpatia.

Aos meus amigos que me agüentam, Augusto Carbol, Nabil, Roberta, Michael, Laís, Guilherme, minha turma de graduação EQ-98 e todos os outros que não cabem aqui nesta folha.

A CAPES pelo auxílio financeiro.

## Sumário

Resumo .....	i
Abstract .....	ii
Lista de Figuras .....	iii
Lista de Tabelas .....	viii
Nomenclatura .....	ix
1. Introdução .....	1
2. Revisão Bibliográfica .....	6
2.1 Biorreatores .....	6
2.1.1 Biorreatores tipo tanque agitado e aerado .....	7
2.1.2 Biorreatores pneumáticos .....	8
2.2.2 Parâmetros hidrodinâmicos em biorreatores airlift.....	13
2.2.1 Velocidade superficial do gás .....	13
2.2.2 Retenção gasosa .....	14
2.2.3 Velocidade superficial de líquido .....	15
2.2.4 Velocidade intersticial de líquido .....	15
2.2.5 Tempo de mistura e tempo de circulação .....	16
2.2.6 Regimes de circulação .....	17
2.2.7 Velocidade de cisalhamento .....	18
2.2.8 Diâmetro de bolhas .....	23
2.2.9 Estudos hidrodinâmicos em biorreator airlift .....	26
2.3 Transferência de massa em biorreatores airlift .....	32
2.3.1 Transferência de oxigênio em bioprocessos .....	32



2.3.2 Métodos para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) .....	37
2.3.3 Correlações para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ).....	40
2.4 Características reológicas de fluidos .....	45
2.5 A utilização de biorreatores pneumáticos em processos bioquímicos .....	48
2.6 Variação de escala .....	51
2.7 Considerações finais .....	55
3. Materiais e Métodos .....	57
3.1 Biorreatores .....	57
3.2 Fluidos .....	60
3.3 Sistema de aquisição de dados .....	62
3.3.1 Software para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ).....	64
3.4 Parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa .....	67
3.4.1 Tempo de mistura .....	67
3.4.2 Tempo de circulação .....	68
3.4.3 Retenção gasosa .....	69
3.4.4 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio .....	70
3.4.5 Velocidade de cisalhamento .....	73
3.4.6 Diâmetro de bolha .....	74
4 Resultados e Discussão .....	77
4.1 Tempo de circulação ( $t_c$ ) .....	77
4.2 Velocidade de circulação de líquido .....	81

4.3 Tempo de mistura .....	84
4.4 Retenção Gasosa .....	89
4.5 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) .....	101
4.5.1 Escolha do método de $k_{La}$ .....	101
4.5.2 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para fluidos Newtonianos .....	103
4.6 Velocidade de cisalhamento para biorreatores airlift para fluidos não Newtonianos .....	116
4.7 Velocidade de cisalhamento em cultivos de <i>Streptomyces clavuligerus</i> .....	122
4.8 Estimativa de diâmetro de bolhas .....	132
5. Conclusões .....	138
6. Referências Bibliográficas .....	142
Apêndice A.....	149

## Resumo

Os biorreatores pneumáticos têm mostrado um grande potencial para os processos biotecnológicos, pois não utilizam partes móveis em sua construção e operação e há um menor consumo de energia quando comparado com os biorreatores convencionais tipo tanque agitado. No presente trabalho foi realizado um estudo hidrodinâmico e de transferência de oxigênio em três escalas biorreatores airlift de tubos concêntricos geometricamente semelhantes (2, 5 e 10 L) com objetivo de obter informações úteis para aplicação na variação de escala deste modelo de biorreator. Foram avaliados parâmetros importantes como retenção gasosa, tempo de mistura, tempo de circulação, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, velocidade de cisalhamento e diâmetro médio de bolhas para o melhor entendimento de aspectos relacionados à hidrodinâmica e à transferência de massa. A retenção gasosa e a transferência de oxigênio foram estimadas nos três biorreatores airlift utilizando oito tipos de fluidos Newtonianos e cinco fluidos não-Newtonianos. A velocidade superficial de gás e a viscosidade do líquido tiveram efeitos contrários e com mesma ordem de magnitude no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio. Foram obtidas correlações baseadas em análise dimensional para expressar a retenção gasosa ( $\varepsilon$ ) e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) em função dos parâmetros geométricos dos sistemas, propriedades físicas dos fluidos e da velocidade superficial de alimentação de ar. Tais correlações apresentaram excelentes ajustes aos dados experimentais obtidos nas três escalas de biorreatores. A influência do diâmetro interno do reator no  $k_{La}$  foi considerada positiva, mostrando que em escalas de reatores maiores, a transferência de oxigênio pode ser alcançada sob menores condições de aeração. Metodologias para estimativas do diâmetro médio das bolhas ( $d_B$ ) e da velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_m$ ) em biorreatores airlift de tubos concêntricos foram propostas. A metodologia para estimativa de  $d_B$  foi desenvolvida com base na teoria de penetração de Higbie utilizando resultados experimentais de  $\varepsilon$  e de  $k_{La}$ . A metodologia de estimativa  $\dot{\gamma}_m$ , desenvolvida para fluidos não-Newtonianos, utilizou o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) como parâmetro característico. Resultados estimados de  $d_B$  e de  $\dot{\gamma}_m$  apresentaram boa concordância com resultados experimentais de literatura. Foi também avaliada e comparada a influência das condições cisalhamento previstas pela metodologia proposta na produção de ácido clavulânico (AC) por *Streptomyces clavuligerus* em cultivos realizados em biorreatores airlift de 6 L e convencional tipo tanque agitado e aerado de 4 L. Os resultados mostraram que a produção de AC foi afetada positivamente pelo cisalhamento, bem como a velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_m$ ) foi superior em biorreator airlift em relação ao convencional sob mesmas condições de transferência de oxigênio.

## Abstract

Internal-loop airlift reactors (ALR) are a special class of pneumatic reactors. The use of this type of reactor has been attractive for chemical and biological reactions because of their simple construction without moving parts and low energy costs when compared with stirred tank reactors. In the present work, a study related to hydrodynamic and oxygen transfer in three geometrically similar scales of internal tube airlift bioreactors (2, 5, and 10 L) was conducted.

The aim was to obtain useful information for further studies related to the scale-up of such reactor configuration. The gas hold-up, circulation time, mixing time, volumetric oxygen transfer coefficient, average shear rate, and mean bubble diameter of the air bubbles were evaluated in order to achieve a better comprehension of the hydrodynamic and mass transfer in airlift bioreactors. Values of gas hold-up and oxygen transfer were obtained for the three scales of ALR utilizing eight Newtonian and five non-Newtonian fluids. The superficial gas velocity and liquid viscosity had opposite effects with same order of magnitude. General correlations based on the dimensional analysis were proposed to relate global gas hold-up ( $\epsilon$ ) and volumetric oxygen transfer coefficient ( $k_L a$ ) to the geometrical parameters of the system, physical properties of the Newtonian and Non-Newtonian fluids, and superficial gas velocity. The correlations presented excellent fittings to the experimental data obtained for the three scales of ALR. The influence of the reactor internal diameter on the volumetric oxygen transfer coefficient was considered positive showing that in larger-scale reactors an appropriate oxygen transfer can be reached under smaller aeration conditions. New methodologies to estimate the mean bubble size ( $d_B$ ) and average shear rate ( $\dot{\gamma}_m$ ) in the three scales of ALR were proposed. The semi-theoretical method to estimate  $d_B$  was based on Higbie's penetration theory using experimental data of  $\epsilon$  and  $k_L a$ . The methodology for evaluating the  $\dot{\gamma}_m$  in ALRs was developed for non-Newtonian systems. The volumetric oxygen transfer coefficient was chosen as the appropriate characteristic parameter. The results of  $d_B$  and  $\dot{\gamma}_m$  obtained by the proposed methods are in agreement with the experimental values found in the literature. The effect of shear rate on clavulanic acid (CA) production by *Streptomyces clavuligerus* was examined both in a stirred tank bioreactor (STR) of 4 L and in an ALR of 6 L working volume, respectively, based on experimental data of the literature. Results showed that CA production was positively affected by shear conditions. In addition, the ALR presented values of  $\dot{\gamma}_m$  higher than those found in a STR operated under the same oxygen transfer conditions.

## Lista de Figuras

Figura 2-1. a) Desenho esquemático de um biorreator tipo tanque agitado e aerado. b) Impelidor tipo turbina de seis pás planas ou tipo Rushton.....	8
Figura 2-2. Desenho esquemático do biorreator tipo coluna de bolhas .....	9
Figura 2-3. Desenho esquemático do biorreator airlift tipo “split cylinder” .....	11
Figura 2-4. Desenho esquemático do biorreator airlift de cilindros concêntricos .....	12
Figura 2-5. Desenho esquemático do biorreator airlift de circulação externa .....	13
Figura 2-6. Regimes de circulação de biorreator airlift de circulação interna .....	17
Figura 2-7. Esquema das resistências de transferência de oxigênio da bolha até a célula (Ochoa <i>et al.</i> , 2008).....	34
Figura 2-8. Relação entre a velocidade de transferência de oxigênio, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e parâmetros hidrodinâmicos em biorreatores (Ochoa <i>et al.</i> , 2008)...	36
Figura 2-9. Tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) em função da velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ) para líquidos Newtonianos e não-Newtonianos .....	46
Figura 3-1. Desenho esquemático do biorreator airlift com cotas e detalhe do aspersor .....	58
Figura 3-2. Fotografia dos três biorreatores airlift .....	59
Figura 3-3. Fotografia da tampa do biorreator airlift de 2 dm <sup>3</sup> : (1) Amostrador; (2) Condensador; (3) Entrada eletrodo de oxigênio dissolvido; (4) Entrada eletrodo de pH; (5) Tampa superior; (6) Entradas de ácido, base, antiespumante, inóculo e meio de cultura.....	60
Figura 3-4. Ilustração do biorreator airlift e as variáveis medidas pelo sistema de aquisição de dados .....	63

Figura 3-5. Interface gráfica durante a aquisição de dados (Jesus <i>et al.</i> , 2007) .....	66
Figura 3-6. Interface gráfica durante a estimativa do $k_{L,a}$ (Jesus <i>et al.</i> , 2007) .....	66
Figura 3-7. Exemplo de pulso de pH para a determinação de tempo de circulação .....	68
Figura 4-1. Dados experimentais do tempo de circulação obtidos pelo método da esfera, em função de $U_{GS}$ .....	78
Figura 4-2. Tempo de circulação obtidos com o método do pulso de pH em função de $U_{GS}$ .....	79
Figura 4-3. Comparação entre o método da esfera e o método do pulso de pH para determinação do tempo de circulação em função de $U_{GS}$ .....	80
Figura 4-4. Velocidade de circulação de líquido ( $U_L$ ) em função de $U_{GS}$ para a três escalas de biorreator .....	82
Figura 4-5 Fotografias do biorreator airlift de circulação interna para várias velocidades superficiais de gás.....	83
Figura 4-6. Tempo de mistura em função de $U_{GS}$ para as três escalas de biorreatores airlift .....	84
Figura 4-7. Tempo de mistura dividido pelo volume em função de $U_{GS}$ .....	86
Figura 4-8. Adimensional de tempo ( $\theta_m$ ) de mistura em função de $U_{GS}$ .....	88
Figura 4-9. Retenção gasosa em função de $U_{GS}$ para biorreator airlift de 10 Litros .....	90
Figura 4-10. Retenção gasosa em função de $U_{GS}$ para biorreator airlift de 5 Litros .....	90
Figura 4-11. Retenção gasosa em função de $U_{GS}$ para biorreator airlift de 2 Litros .....	91
Figura 4-12. Retenção gasosa em função de $U_{GS}$ para os três biorreatores airlift .....	92

Figura 4-13. Comparação entre valores calculados (equação 4-11) e experimentais de retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ) para fluidos Newtonianos nas três escalas de reatores airlift.....	95
Figura 4-14. Comparação entre valores de $\epsilon_G$ calculados (equação 4-13) e experimentais para fluidos não-Newtonianos nas três escalas de reatores airlift. ....	97
Figura 4-15 Comparação entre valores de $\epsilon_G$ calculados e experimentais para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos nas três escalas de reatores airlift .....	99
Figura 4-16. Dados experimentais de comparação entre MD e MP. ....	102
Figura 4-17. $k_{La}$ em função de $U_{GS}$ para as três escalas de reatores operados com água a 28°C como fase líquida.....	104
Figura 4-18. $k_{La}$ em função da vazão específica de ar para as três escalas de reatores airlift.....	106
Figura 4-19. $k_{La}$ em função de $U_{GS}$ para os fluidos Newtonianos (biorreator de 2 Litros) .....	108
Figura 4-20. $k_{La}$ em função de $U_{GS}$ para os fluidos Newtonianos (biorreator de 5 Litros) .....	108
Figura 4-21. $k_{La}$ em função de $U_{GS}$ para os fluidos Newtonianos (biorreator de 10 Litros) .....	109
Figura 4-22. Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) em função da velocidade superficial de gás ( $U_{GS}$ ) em biorreator airlift de 2 L para fluidos Newtonianos e Não-Newtonianos: (—■—) água, (—◀—) GS12, (—◇—) GS10, (—▽—) GS8, (—□—) GS6, (—△—) GS5, (—○—) GS3, (—▷—) GS2, (—●—) XGS05, (—▲—) XGS10, (—▼—) XGS15, (—◆—) XGS20, and (—◀—) XGS25.....	111
Figura 4-23 Comparação entre os valores calculados (equação 4-27) e experimentais de $k_{La}$ para as três escalas de biorreatores airlift utilizando fluidos Newtonianos e não-Newtonianos .....	113
Figura 4-24. Comparação entre os valores calculados e experimentais do adimensional Sherwood para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos para as três escalas de biorreator.....	115

Figura 4-25. $k_{La}$ em função de $U_{GS}$ para soluções de goma xantana para o biorreator de 2 Litros .....	117
Figura 4-26. Velocidade de cisalhamento média em função da $U_{GS}$ para as soluções de goma xantana para o reator de 2 Litros .....	118
Figura 4-27. Velocidade de cisalhamento média em função da $U_{GS}$ para as soluções de goma xantana para o reator de 5 Litros .....	119
Figura 4-28. Velocidade de cisalhamento média em função da $U_{GS}$ para as soluções de goma xantana para o reator de 10 Litros.....	119
Figura 4-29. Comparação entre velocidades de cisalhamento média para os três biorreatores airlift e biorreator convencional (Campesi, 2007) para solução de goma xantana 0,15% m/v (XGS15) .....	121
Figure 4-30. Predição da velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ) em função de $U_{GR}$ para biorreatores pneumáticos: ( $\Delta$ ) Nishikawa <i>et al.</i> (1977), ( $\bullet$ ) Chisti and Moo-Young (1989), ( $\blacktriangle$ ) Shi <i>et al.</i> (1990), ( $\circ$ ) Kawase and Kumagai (1991), ( $\square$ ) Contreras <i>et al.</i> (1999) and ( $\blacksquare$ ) Cerri <i>et al.</i> 2008.....	122
Figura 4-31. Comparação dos valores de $k_{La}$ em função de $U_{GS}$ (AL) e de N (BC).....	125
Figura 4-32. Cultivo A1 em batelada em biorreator airlift operado a 3 vvm ( $k_{La}=0,038 \text{ s}^{-1}$ ).....	126
Figura 4-33. Cultivo B1 em batelada em biorreator convencional operado a 600 rpm e 0,5 vvm ( $k_{La}=0,038 \text{ s}^{-1}$ ).....	127
Figura4-34. Cultivo A2 em batelada em biorreator airlift operado a 4 vvm ( $k_{La}=0,056 \text{ s}^{-1}$ ).....	128
Figura 4-35. Cultivo B2 em batelada em biorreator convencional operado a 800 rpm e 0,5 vvm ( $k_{La}=0,056 \text{ s}^{-1}$ ).....	129
Figura 4-36. Perfis de $C_{AC}$ e de $\dot{\gamma}_m$ nos cultivos A1 e B1 ( $k_{La}=0,038 \text{ s}^{-1}$ ) .....	129
Figura 4-37. Perfis de $C_{AC}$ e de $\dot{\gamma}_m$ nos cultivos A2 e B2 ( $k_{La}=0,056 \text{ s}^{-1}$ ) .....	129
Figura 4-38. Produção máxima de ácido clavulânico ( $C_{ACmax}$ ) em função do valor máximo de velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) para os quatros cultivos (A1, B1, A2 e B2).....	131



- Figura 4-39. Diâmetro médio de bolha em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreator airlift: (■) 2 dm<sup>3</sup>, (●) 5 dm<sup>3</sup>, (▲) 10 dm<sup>3</sup>, (Δ) Tung *et al.* (1998) - airlift, (n) Tung *et al.* (1998) - coluna de bolhas (□) Wongsuchoto *et al.* (2003), (○) Ruen-gnam *et al.* (2008)..... 133
- Figura 4-40. Área interfacial em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreatores airlift (■) (2 L), (●) (5 L) e (▲) (10 L)..... 134
- Figura 4-41. Coeficiente convectivo de transferência de oxigênio ( $k_L$ ) em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreatores airlift: (■) 2 L, (●) 5 L, (▲) 10 L..... 135
- Figura 4-42. Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) em função de  $6 \cdot \varepsilon / (1 - \varepsilon)$  para as três escalas de biorreator airlift: (■) 2 L, (●) 5 L, (▲) 10 L..... 136

## Lista de Tabelas

Tabela 3-1. Dimensões dos biorreatores airlift 2, 5 e 10 Litros de capacidade .....	58
Tabela 3-2. Propriedades físicas para os fluidos Newtonianos .....	61
Tabela 3-3. Parâmetros Reológicos (K e n) para os fluidos não-Newtonianos .....	61
Tabela 3-4. Descrição das entradas e saídas do sistema de aquisição de dados .....	64
Tabela 4-1. Tempos de circulação obtidos pelo método da esfera para os três biorreatores (2, 5 e 10 L) .....	77
Tabela 4-2. Tempos de circulação obtidos com o método de pulso de pH para o três biorreatores (2, 5 e 10 Litros) .....	79
Tabela 4-3. Tempo de mistura para as três escalas de biorreatores .....	84
Tabela 4-4. Dados de $k_L a$ obtidos pelos métodos dinâmico (MD) e o da variação de pressão (MP) em reator de 5 L.....	102
Tabela 4-5. Condições operacionais dos cultivos em batelada em biorreatores convencional (BC) e airlift (AL).....	124
Tabela 4-6. Valores máximos de índice de consistência ( $K_{max}$ ), velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) e de produção de ácido clavulânico ( $C_{ACmax}$ ) obtidos nos cultivos.....	130

## Nomenclatura

Símbolo	Definição	Unidade
a	área interfacial de troca de massa .....	$m^{-1}$
$A_D$	área de seção transversal região de descida .....	$m^2$
$A_S$	área de seção transversal região de subida .....	$m^2$
$Bo$	número de Bodenstein .....	-
C	concentração real de oxigênio dissolvido .....	$mmol.L^{-1}$
$C_e$	concentração de oxigênio dissolvido lido pelo eletrodo ou sinal do eletrodo .....	$mmol.L^{-1}$
$C_{e0}$	concentração de oxigênio do sinal de eletrodo no tempo 0 .....	$mmol.L^{-1}$
$C_{es}$	concentração de oxigênio do sinal de eletrodo na saturação .....	$mmol.L^{-1}$
$C_S$	concentração de saturação de oxigênio .....	$mmol.L^{-1}$
$C_x$	concentração celular .....	$kg.m^{-3}$
$d_B$	diâmetro de bolha .....	m
$De1$	diâmetro interno do tubo externo .....	mm
$De2$	diâmetro externo do tubo externo .....	mm
$DI1$	diâmetro externo do tubo interno .....	mm
$DI2$	diâmetro interno do tubo interno .....	mm
$D_L$	difusividade do gás no líquido .....	$m^2.s^{-1}$
$D_S$	diâmetro do separador no topo do reator	mm
$d_R$	diâmetro do reator .....	m
Fr	número de Froude .....	-
g	aceleração da gravidade .....	$m.s^{-2}$
Ga	número de Galileo .....	-
H1	altura da base do reator até a base do tubo interno	mm
H2	altura do topo do tubo interno até a altura de líquido	mm
H3	altura do tubo interno .....	mm
H4	altura de líquido ( $H_1+H_2+H_3$ ) .....	mm

H5	altura total do reator .....	mm
$h_D$	altura de dispersão .....	m
$h_L$	altura de líquido .....	m
K	índice de consistência .....	Pa.s <sup>n</sup>
$k_e$	constante de atraso do eletrodo .....	s <sup>-1</sup>
$k_L$	coeficiente convectivo de transferência de oxigênio .....	m.s <sup>-1</sup>
$k_{La}$	coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio .....	s <sup>-1</sup>
n	índice de comportamento de escoamento .....	-
$n_{O_2}$	fluxo de oxigênio .....	mol.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>
$N_{O_2}$ ou OTR	velocidade volumétrica de transferência de oxigênio .....	mol.m <sup>-3</sup> .s <sup>-1</sup>
$Q_G$	vazão volumétrica de alimentação do gás .....	m <sup>3</sup> .s <sup>-1</sup>
$Q_{O_2}$	velocidade específica de respiração .....	m <sup>3</sup> .kg <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup>
Sc	número de Schmidt .....	-
Sh	número de Sherwood .....	-
t	tempo .....	s
$t_e$	tempo de renovação da superfície .....	s
$t_0$	tempo inicial .....	s
$t_C$	tempo de circulação .....	s
$t_m$	tempo de mistura .....	s
$u_\infty$	velocidade terminal de bolha .....	m.s <sup>-1</sup>
$u_S$	velocidade de deslizamento de líquido .....	m.s <sup>-1</sup>
$U_G$	velocidade superficial de gás .....	m.s <sup>-1</sup>
$U_{GS}$	velocidade superficial do gás na região de subida ..	m.s <sup>-1</sup>
$U_L$	velocidade de circulação de líquido .....	m.s <sup>-1</sup>
$U_{LD}$	velocidade superficial de líquido na região de subida .....	m.s <sup>-1</sup>
$U_{LS}$	velocidade superficial de líquido na região de descida .....	m.s <sup>-1</sup>
V	volume de operação do reator .....	m <sup>3</sup>
$V_G$	volume de gás .....	m <sup>3</sup>

$V_L$	volume de líquido .....	$m^3$
$V_{LD}$	velocidade intersticial de líquido na região de descida .....	$m.s^{-1}$
$V_{LS}$	velocidade intersticial de líquido na região de subida .....	$m.s^{-1}$
$x_C$	comprimento para o caminho de circulação .....	$m$
$\alpha$	constante de proporcionalidade (equação 2-7, 2-9).	$m^{-1}$
$\beta$	constante equação 3-10 .....	-
$\varepsilon_D$	retenção gasosa na região de descida .....	-
$\varepsilon_G$	retenção gasosa global .....	-
$\varepsilon_S$	retenção gasosa na região de subida .....	-
$\eta$	constante da equação 4-7 .....	-
$\theta$	constante equação 3-10 .....	-
$\theta_m$	adimensional de tempo de mistura .....	-
$\mu_{ap}$	viscosidade aparente do líquido .....	$Pa.s$
$\mu_L$	viscosidade do líquido .....	$Pa.s$
$\rho_G$	densidade de gás .....	$kg.m^{-3}$
$\rho_L$	densidade de líquido .....	$Kg.m^{-3}$
$\tau_e$	tempo de atraso de eletrodo .....	$s$
$\varphi$	constante equação 3-10 .....	-
$\Phi_{ar}$	vazão específica de ar .....	$min^{-1}$
$\omega$	constante da equação 4-7 .....	-
$\dot{\gamma}$	velocidade de cisalhamento .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_{ef}$	velocidade de cisalhamento efetiva .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_m$	velocidade de cisalhamento média .....	$s^{-1}$
$\sigma$	tensão interfacial .....	$kg.s^{-2}$
$\psi$	razão entre $k_L$ e $d_B$ .....	$s^{-1}$
$\Delta\rho$	Diferença entre densidade de líquido e gás .....	$kg.m^{-3}$
$\tau$	tensão de cisalhamento .....	$kg.m^{-1}.s^{-2}$

## 1 Introdução

A partir do desenvolvimento da indústria de antibióticos nas décadas de 1940 e 1950, os processos biotecnológicos industriais apresentaram rápido progresso. Inúmeras substâncias como enzimas, peptídeos e aminoácidos, ácidos orgânicos, fármacos, vitaminas, dentre outros produtos, são produzidas hoje em dia por processos bioquímicos, que muitas vezes são a única alternativa para sua obtenção, ou se mostram extremamente vantajosos quando comparados a rotas envolvendo sínteses químicas.

Um grande número de produtos de importância comercial, principalmente nas áreas farmacêutica e alimentícia, é produzido a partir de cultivos submersos de microrganismos filamentosos como fungos ou actinomicetos em biorreatores (Schürgel, 1987).

Os biorreatores pneumáticos têm mostrado um grande potencial para aplicação processos biotecnológicos, pois não utilizam partes móveis em sua construção e operação e apresentam menor consumo de energia quando comparados com o biorreator convencional tipo tanque agitado. Os biorreatores pneumáticos podem ser empregados em processos biotecnológicos, como por exemplo, no tratamento de águas residuárias, na cultura de células animais, em fermentações aeróbias para a produção de enzimas, antibióticos, proteínas, biomassa e outros produtos tecnológicos.

Nos biorreatores convencionais tipo tanque agitado e aerado, uma mistura eficiente do meio reacional (contato intenso entre as fases sólida-

líquida-gasosa) é alcançada com auxílio de agitadores mecânicos constituídos por motor, eixo e impelidores. Esses são munidos de selo mecânico de forma a garantir assepsia do processo, eletrodos esterilizáveis conectados a analisadores de pH e oxigênio dissolvido, entre outros periféricos. Dependendo do microrganismo que se deseja cultivar, este tipo de biorreator pode gerar um ambiente hostil à células devido ao alto cisalhamento, o que interfere na biossíntese do produto de interesse, além de apresentar custo de operação relativamente alto (Aleksieva e Peeva, 2000).

Nos biorreatores pneumáticos, como o tipo Torre ou Coluna de Bolhas e, principalmente o tipo airlift, o escoamento, a circulação e a mistura do meio reacional são promovidos exclusivamente pela injeção de ar, aliada às geometrias próprias desses equipamentos (Chisti, 1989). Embora apresentem geometria e princípio de funcionamento relativamente simples em relação ao biorreator convencional, o uso de biorreatores airlift tem sido ainda restrito. Entretanto, o aumento da utilização de biorreatores pneumáticos do tipo airlift em bioprocessos vem se dando gradativamente como na produção de antibióticos (Gavrilescu e Tudose, 1998; Srivastava e Kundu, 1999) e de ácido lático (Miura *et al.*, 2003 e Liu *et al.*, 2006).

Parâmetros como velocidade e tempo de circulação, tempo de mistura, retenção gasosa, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) e velocidade de cisalhamento devem ser analisados como critérios de desempenho de biorreatores pneumáticos (Chisti, 1989), para

o melhor entendimento da hidrodinâmica do biorreator e estudo do aumento de escala dos mesmos.

Na maioria dos processos químicos, a velocidade de cisalhamento não é um fator a ser considerado, mas em processos bioquímicos, no entanto, a velocidade de cisalhamento é particularmente importante. Excesso de cisalhamento pode levar à perda de viabilidade celular, até mesmo a sua lise ou influenciar na morfologia e crescimento celular devido às forças hidrodinâmicas (Contreras *et al.*, 1999). Logo, a determinação da velocidade de cisalhamento média em biorreatores é um importante parâmetro a ser considerado em sistemas sensíveis ao cisalhamento.

A aplicação do biorreatores airlift ainda é limitada por algumas razões, sendo a mais importante relacionada com a falta de modelos apropriados para o estudo do aumento de escala. Logo, o interesse maior do presente trabalho é avaliar a interação de parâmetros relacionados com a hidrodinâmica e transferência de massa e obter correlações gerais que possibilitem o estudo de variação de escala de biorreatores airlift de circulação interna.

No desenvolvimento de processos químicos, quando são encontradas condições econômicas adequadas de operação em escala de bancada, as quais com freqüência correspondem à obtenção de valores elevados para a produtividade e rendimento do produto de interesse, sob o ponto de vista econômico, há a necessidade de se ampliar a escala de produção até a escala industrial (Badino e Schmidell,



2001). Poucos trabalhos têm abordado o aumento de escala de biorreatores airlift (Zuber *et al.* 1997, Al-Masry *et al.* 1998, Blažej *et al.* 2004, Miura *et al.* 2003, Liu *et al.* 2006), mas nenhum descreve uma metodologia de aumento de escala para biorreatores airlift de circulação interna com similaridade geométrica.

Em 1998 teve início na Área de Pesquisa em Engenharia Bioquímica do Departamento de Engenharia Química da UFSCar (LEB-DEQ/UFSCar), uma linha de pesquisa direcionada ao estudo do processo de produção de ácido clavulânico por bactéria filamentosa *Streptomyces clavuligerus*. Paralelamente, pesquisas relacionadas com o desenvolvimento de biorreatores não convencionais vêm sendo realizadas no LEB-DEQ/UFSCar. Uma tese de doutorado (Gouveia, 2000) e duas dissertações de mestrado (Cassiano Filho, 2003; e Cerri, 2005) foram produzidas com pesquisas empregando biorreatores não-convencionais (airlift). As pesquisas empregando biorreator airlift foram inseridas em 2003 no Projeto de auxílio individual: “Produção de Ácido Clavulânico em Biorreatores Convencional e Airlift”, financiado pela Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (Proc.: 03/11722-3). Este auxílio resultou na construção de três escalas de biorreatores airlift de cilindros concêntricos de 2, 5 e 10 dm<sup>3</sup>.

Assim, o objetivo do presente trabalho foi o estudo hidrodinâmico e de transferência de massa em três escalas de biorreatores airlift de circulação interna de bancada geometricamente semelhantes de 2, 5 e 10 dm<sup>3</sup> de volume útil de modo a se obter informações para estudos

posteriores de variação de escala deste modelo de biorreator. Os parâmetros avaliados foram a retenção gasosa, tempo de mistura, tempo e velocidade de circulação, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e velocidade de cisalhamento média.

O presente trabalho também apresenta novas teorias para a predição da velocidade de cisalhamento em biorreatores com fluidos não-Newtonianos e também uma correlação para a predição do diâmetro médio de bolhas em biorreatores pneumáticos.

Modelos de predição de velocidade de cisalhamento em biorreatores convencionais e não-convencionais foram aplicados com base em resultados de literatura de cultivos de *Streptomyces clavuligerus* (Cerri, 2005) de modo a se avaliar a influência do cisalhamento na produção de ácido clavulânico, um importante fármaco de grande interesse comercial.

## **2 Revisão Bibliográfica**

### **2.1 Biorreatores**

Biorreatores são todos os equipamentos utilizados para converter matérias-primas em produtos utilizando microrganismos, células animais, vegetais ou enzimas. Microrganismos e células devem estar constantemente envolvidos num ambiente adequado na tentativa de prover condições ótimas de crescimento. Um biorreator mantém este processo natural provendo condições adequadas como temperatura, pH, substrato, sais nutricionais, vitaminas e oxigênio (para organismos aeróbios), possibilitando que as células cresçam e produzam os metabólitos de interesse (Schügerl, 1987). Embora existam diversos modelos de biorreatores, os mais comumente empregados em cultivos de microrganismos e células, independentemente de escala, são os biorreatores convencionais tipo tanque agitado e aerado e os biorreatores não-convencionais pneumáticos, tipo “coluna de bolhas” e tipo “airlift”.

A homogeneização e mistura num biorreator é fundamental para o sucesso da fermentação, pois a falta de um nutriente pode ser crucial para o crescimento do microrganismo. Além deste fator, a homogeneização também é importante para a dispersão de sólidos insolúveis, a homogeneização de temperatura, pH e nutrientes em todo o reator e a transferência de oxigênio para o meio líquido.

Um dos fatores mais críticos na operação de um biorreator, em processos aeróbios, é a transferência de oxigênio. Quando o oxigênio é requerido pelos microrganismos, este é freqüentemente o fator limitante

em uma cultura, pois sua solubilidade é muito baixa, apenas 0,3 mM do oxigênio, equivalente a 9 mg.L<sup>-1</sup> a 20 °C em água e ar. Esta quantidade de oxigênio pode ser totalmente consumido em apenas alguns segundos num cultivo com alta concentração celular. Logo, a transferência de massa num biorreator deve ser contínua e eficaz de modo a suprir a demanda de oxigênio requerida pelas células.

### **2.1.1 Biorreatores tipo tanque agitado e aerado**

Esse tipo de biorreator é conhecido como reator convencional. A agitação é realizada por meio de impelidores conectados a um eixo giratório e aerado pela parte inferior do equipamento.

O biorreator tipo tanque agitado é o tipo mais importante biorreator empregado em processos industriais. A agitação do biorreator tipo tanque agitado tem várias funções, como as transferências de quantidade de movimento, calor e massa, e homogeneização das suspensões. A busca de melhores desempenhos dos biorreatores convencionais resultou no desenvolvimento de diferentes tipos de impelidores, sendo mais utilizado impelidor tipo turbina de seis pás planas ou tipo Rushton, com o aspensor de gás localizado logo abaixo do impelidor (Asenjo e Merchuk, 1994).

Os biorreatores tipo tanque agitado e aerado ou convencionais apresentam todas as qualidades necessárias para um bom biorreator. Por esta razão, ainda são os biorreatores mais utilizados no setor industrial.

A Figura 2-1 apresenta um desenho esquemático do biorreator tipo tanque agitado e aerado e também uma figura de um impelidor tipo turbina de seis pás planas ou tipo Rushton.

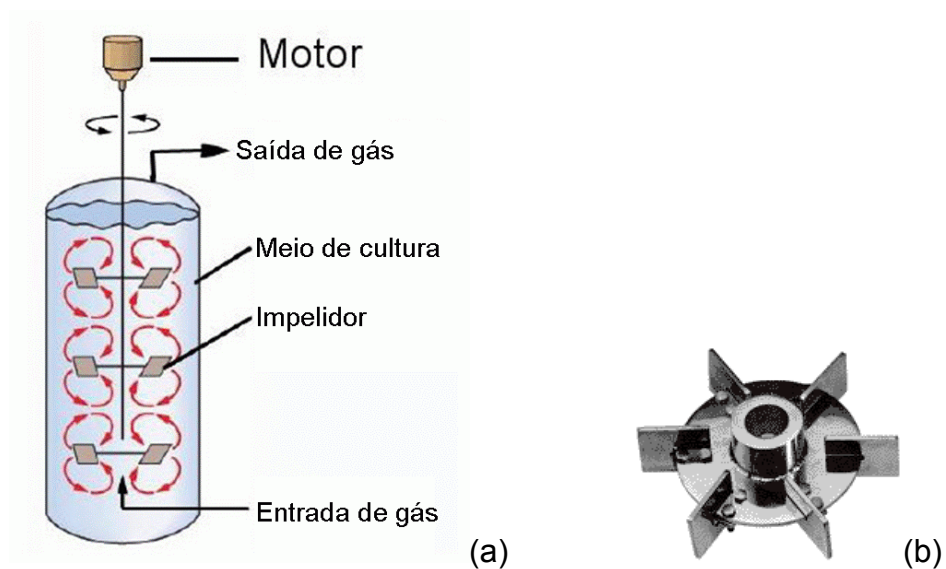


Figura 2-1. a) Desenho esquemático de um biorreator tipo tanque agitado e aerado. b) Impelidor tipo turbina de seis pás planas ou tipo Rushton

### 2.1.2 Biorreatores Pneumáticos

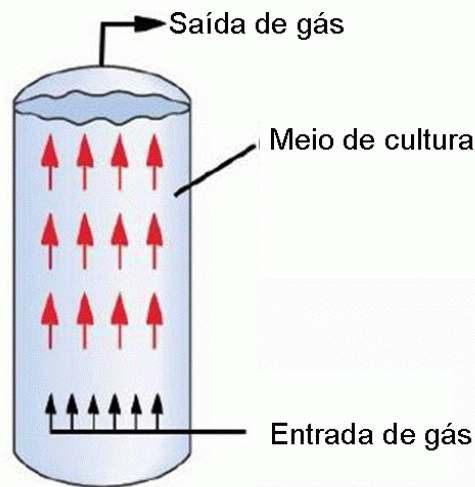
Biorreatores pneumáticos são equipamentos onde a homogeneização e agitação são realizadas apenas pela injeção de gás. Estes biorreatores têm se tornado interessantes na biotecnologia, frente ao modelo convencional tipo tanque agitado e aerado, por conta de suas altas transferências de oxigênio aliadas a um consumo de energia menor e facilidade no projeto, construção e facilidade de aumento de escala destes equipamentos.

Biorreatores tipo coluna de bolhas e airlift são os dois tipos mais utilizados de biorreatores agitados pneumaticamente. Pelas suas várias

vantagens operacionais (maior transferência de oxigênio), o tipo airlift tem sido mais utilizado em bioprocessos frente ao modelo coluna de bolhas (Chisti, 1998).

O biorreator tipo coluna de bolhas é classificado como não convencional, ou também pneumático, apresenta uma constituição muito simples. A homogeneização do meio, bem como a aeração é realizada via borbulhamento de ar no fundo do vaso cilíndrico.

A Figura 2-2 apresenta um desenho esquemático do biorreator tipo coluna de bolhas.



**Figura 2-2. Desenho esquemático do biorreator tipo coluna de bolhas**

O biorreator airlift é um tipo especial de biorreator empregado em bioprocessos aeróbios. O equipamento clássico para dispersão do gás na fase líquida, especialmente em bioprocessos aeróbios é o tipo tanque agitado e aerado, no qual o oxigênio é transferido para o meio líquido com auxílio de agitação mecânica. Porém esse tipo de biorreator apresenta

uma série de desvantagens, especialmente em processos de grande escala, como o alto gasto de energia, alta complexidade de construção e dificuldades no aumento de escala (Onken e Weiland. 1983).

Estas desvantagens são superadas pelo biorreator airlift, pois este modelo não apresenta partes móveis, e a dispersão gás-líquido é realizada pelo próprio ar de entrada do aspersor (Onken e Weiland. 1983).

O meio de cultura nesse tipo de biorreator é movido de baixo para cima impulsionado pelo deslocamento de bolhas de ar que são alimentadas no fundo do vaso de cultivo, retornando de cima para baixo por uma região distinta da região de subida.

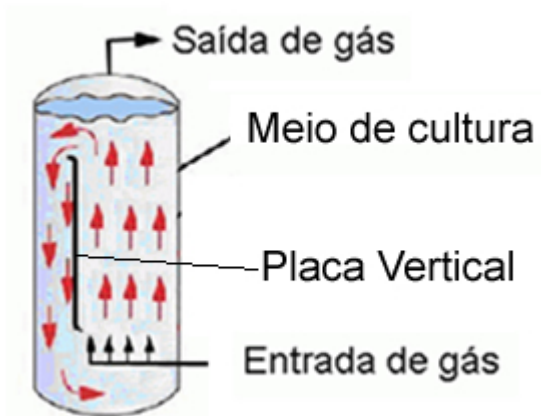
Todos os tipos de biorreatores airlift consistem de uma região aspergida por gás, denominada de região de subida e uma região de descida por onde retorna o meio reacional. A região de subida e de descida são interligadas no topo e na base do biorreator. A diferença entre as retenções gasosas das regiões de subida e descida causa uma diferença entre densidades da dispersão nestas regiões, resultando na circulação do fluido com escoamentos ascendente na região de subida ("riser") e descendente na região de descida ("downcomer") (Chisti e Moo-Young, 1987).

Duas classes básicas de biorreatores airlift podem ser distinguidas, os biorreatores airlift de circulação interna e os airlift de circulação externa (Chisti, 1989):

O biorreator airlift com circulação interna é constituído de uma única coluna dividida em duas regiões internas de circulação. Estas regiões são denominadas de subida (“riser”) e de descida (“downcomer”).

Os biorreatores airlift de circulação interna, ainda podem ser subdivididos em dois tipos de equipamentos, o airlift tipo “split-cylinder” e o airlift de cilindros concêntricos ou com tubo interno.

As regiões de subida (“riser”) e de descida (“downcomer”) para biorreatores airlift tipo “split-cylinder” são separadas por uma placa vertical, e o gás é aspergido apenas pela área de seção de uma das regiões definida como “de subida”. A Figura 2-3 apresenta um desenho esquemático do biorreator airlift tipo “split-cylinder”.



**Figura 2-3. Desenho esquemático do biorreator airlift tipo “split cylinder”**

Nos biorreatores airlift com circulação interna, a mistura e a circulação de líquido são induzidos pela injeção de ar pelo interior do tubo concêntrico (tubo interno) ou opcionalmente pelo espaço anular. O movimento ascendente do gás aspergido na base do reator “carrega” a fase líquida e as células que compõem o caldo de fermentação, pelo



interior do tubo interno ou pelo espaço anular, dependendo da localização do aspersor (normalmente do tipo anel de vários orifícios). No topo (cabeça) do reator, a maior parte do gás se desprende do líquido e o líquido parcialmente degaseificado desce por uma região distinta daquela por onde ascendeu. Na base do biorreator (região de baixa pressão), o fluido descendente encontra a corrente ascendente de gás, sendo novamente carregado ascendentemente por esta, o que confere ao meio reacional uma circulação interna contínua. A Figura 2-4 apresenta um desenho esquemático do biorreator airlift de cilindros concêntricos.



**Figura 2-4.** Desenho esquemático do biorreator airlift de cilindros concêntricos.

Os biorreatores airlift de circulação externa são equipamentos onde as regiões de subida e de descida de líquido ocupam dois tubos verticais conectados por seções horizontais próximas ao topo e à base da coluna do biorreator. A Figura 2-5 apresenta um desenho esquemático do biorreator airlift de circulação externa.

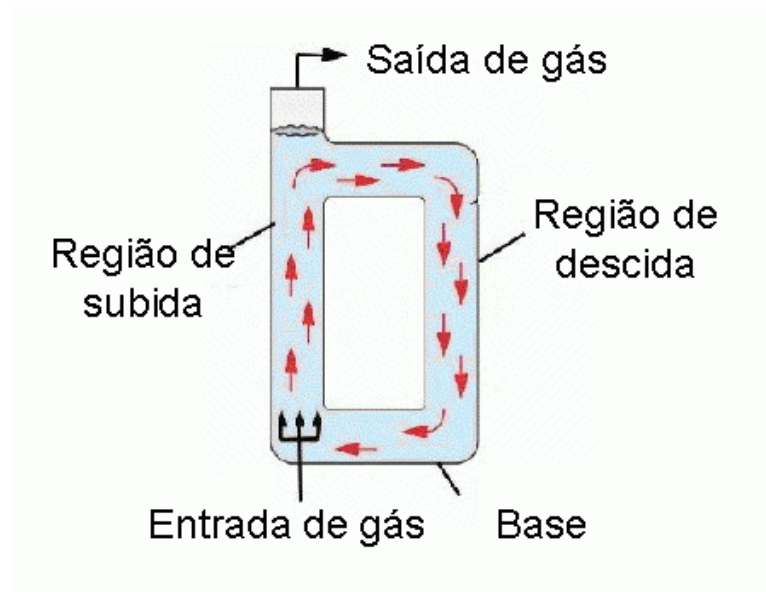


Figura 2-5. Desenho esquemático do biorreator airlift de circulação externa.

## 2.2 Parâmetros hidrodinâmicos em biorreatores airlift

Na seqüência são apresentados os parâmetros hidrodinâmicos de transferência de quantidade de movimento e transferência de massa mais relevantes no projeto e desempenho dos biorreatores airlift.

### 2.2.1 Velocidade superficial do gás

A velocidade superficial do gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) é a única variável de operação disponível em sistemas airlift. Trata-se da razão entre a vazão volumétrica de alimentação do gás ( $Q_G$ ) e a área da seção transversal da região de subida ( $A_S$ ).

$$U_{GS} = \frac{Q_G}{A_S}$$

Eq. 2-1

### 2.2.2 Retenção Gasosa

Define-se como retenção gasosa a fração de volume da fase gasosa na dispersão gás-líquido presente no biorreator, podendo este ser dividido em retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ), retenção gasosa na região de subida ( $\varepsilon_S$ ) e retenção gasosa na região de descida ( $\varepsilon_D$ ) (Chisti, 1989).

A retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) apresentada na equação 2-2, é a fração de gás presente na dispersão de todo o biorreator airlift. A retenção gasosa na região de subida ( $\varepsilon_S$ ) é a fração de gás presente apenas na região de subida e a retenção gasosa na região de descida ( $\varepsilon_D$ ) é a fração de gás presente apenas na região de descida do biorreator.

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad \text{Eq. 2-2}$$

Onde,  $V_G$  é o volume de gás e  $V_L$  o volume de líquido.

Em biorreatores airlift, a retenção gasosa ( $\varepsilon$ ), é um parâmetro muito importante a ser considerado no projeto do reator. A retenção gasosa determina o tempo de residência do gás no líquido, e em combinação com o diâmetro de bolha ( $d_B$ ) controla a área interfacial específica gás-líquido ( $a$ ) por onde ocorre o transporte de massa. A retenção gasosa predetermina o projeto do reator, pois o volume total do reator para qualquer faixa operacional depende da retenção gasosa máxima. Pela sua importância, as características da retenção gasosa em reatores agitados pneumaticamente são amplamente estudadas (Chisti, 1989).

### 2.2.3 Velocidade Superficial de Líquido

A circulação de líquido em biorreatores origina-se da diferença entre densidades do fluido nas regiões de subida e de descida. A velocidade superficial de circulação média é definida pela equação 2-3.

$$\bar{U}_L = \frac{x_C}{t_C} \quad \text{Eq. 2-3}$$

Onde  $x_C$  é o caminho percorrido por um elemento de volume de fluido ao longo do biorreator e o tempo de circulação ( $t_C$ ) é o tempo médio para uma volta completa dentro do biorreator (Chisti, 1989).

A velocidade superficial de líquido pode ser dividida em velocidade superficial de líquido na região de descida ( $U_{LD}$ ) e de subida ( $U_{LS}$ ) e a relação entre as duas velocidades é dada pela equação da continuidade:

$$U_{LS} \cdot A_S = U_{LD} \cdot A_D \quad \text{Eq. 2-4}$$

### 2.2.4 Velocidade intersticial de líquido

A velocidade superficial é uma velocidade distinta da velocidade intersticial de líquido, porque o líquido ocupa apenas uma parte do canal de escoamento do biorreator, sendo parte ocupada pelo gás. A velocidade intersticial ( $V_L$ ) e a velocidade superficial de líquido ( $U_L$ ) são relacionadas pelas equações que seguem (Chisti, 1989):

$$V_{LS} = \frac{U_{LS}}{1 - \varepsilon_S} \quad \text{Eq. 2-5}$$

e

$$V_{LD} = \frac{U_{LD}}{1 - \varepsilon_D} \quad \text{Eq. 2-6}$$

### 2.2.5 Tempo de mistura e tempo de circulação

O tempo de circulação ( $t_c$ ) é diferente do tempo de mistura ( $t_m$ ). O tempo de circulação é o tempo necessário para que um elemento de volume dê uma volta completa pelo biorreator. O tempo de circulação é utilizado para calcular a velocidade superficial do líquido.

Tempo de mistura ( $t_m$ ) é definido como o tempo necessário para que uma substância se misture no biorreator. O tempo de mistura ( $t_m$ ) é muito difícil de ser correlacionado devido à sua alta sensibilidade em relação ao local onde o traçador é injetado (Chisti, 1989). A sua detecção é dada através de um ensaio tipo pulso. Quando o valor da variável estudada se estabiliza o tempo de mistura é alcançado. O tempo de mistura é um índice global de mistura e é afetado pela mistura axial e radial e efeitos de escoamento.

A qualidade da mistura é um fator crítico no desempenho de biorreatores, pois esta proporciona aos microrganismos um ambiente adequado para crescimento e produção de metabólitos. Existem vários métodos para se determinar o tempo de mistura, utilizando-se traçadores onde se acompanha variações de temperatura, condutividade, pH e absorvância (Fu *et al.* 2003).

## 2.2.6 Regimes de circulação

Van Benthum *et al.* (1999) observaram e definiram três regimes de circulação em biorreator airlift de circulação interna, baseados em medidas e em observação visual da presença da fase gasosa na região de descida. A Figura 2-6 ilustra os regimes de circulação.

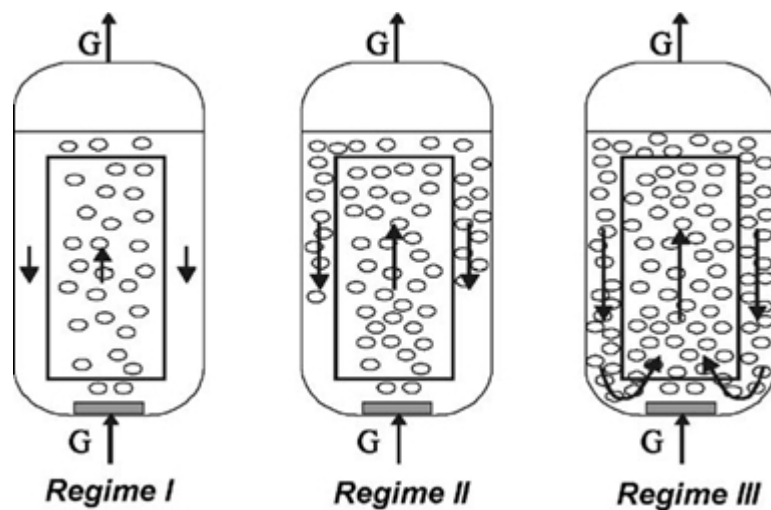


Figura 2-6. Regimes de circulação de biorreator airlift de circulação interna.

Regime I: o gás não está presente na região de descida. Este regime ocorre somente em baixas vazões volumétricas de alimentação de gás ( $Q_G$ ), quando a velocidade de circulação do líquido não é suficiente para arrastar bolhas para a região de descida.

Regime II: estagnação das bolhas na região de descida. Com valores maiores de vazão específica de alimentação de ar, a velocidade do líquido na região de descida torna-se praticamente igual à velocidade de subida do aglomerado de bolhas. Logo, uma distribuição axial do tamanho das bolhas é observada. A transição deste regime para o

seguinte é mais gradual. Portanto, às vezes é mais difícil determinar o ponto exato de transição para o regime III, onde há a completa recirculação do gás.

Regime III: recirculação de bolhas. Em altos valores de vazão de alimentação de ar, a velocidade do líquido na região de descida é suficientemente alta para a recirculação das bolhas que são arrastadas do separador (região de mistura) para a região de descida.

### **2.2.7 Velocidade de cisalhamento**

Em processos bioquímicos a velocidade de cisalhamento é um parâmetro importante a ser estudado, pois o excesso de cisalhamento pode resultar em perda de viabilidade e até mesmo no rompimento celular, devido a sua influência na morfologia celular. Entretanto, certo grau de cisalhamento torna-se necessário aos processos para atingir transferências de calor e massa suficientes, assim como a distribuição homogênea do meio reacional. O cisalhamento em sistemas biológicos restringe a mistura e os níveis de transferência de calor e massa (Contreras *et al.* 1999).

Para fluidos não-Newtonianos, a viscosidade depende da velocidade de cisalhamento. Em biorreatores, a velocidade de cisalhamento é dependente da posição. Segundo Shi *et al.* (1990) a medida de velocidade de cisalhamento local é complexa porque é obtido da velocidade local do fluido no biorreator.

Na literatura são encontrados alguns estudos relacionados com a velocidade de cisalhamento efetiva em biorreatores pneumáticos. Shi *et al.* (1990) distinguiram quatro tipos de análise para avaliação da velocidade de cisalhamento média em biorreatores: analógica, correlativa, intuitiva e teórica, sendo que as análises analógicas e correlativas são as mais comuns.

Baseado em análise analógica, Nishikawa *et al.* (1977) propuseram originalmente a expressão dada pela equação 2-7 para cálculo da velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ):

$$\dot{\gamma}_m = \alpha \cdot U_G \quad \text{Eq. 2-7}$$

onde  $U_G$  é a velocidade superficial de gás e  $\alpha$  é uma constante de proporcionalidade. Os autores realizaram a análise de sistemas não-Newtonianos por analogia com soluções Newtonianas para determinar o valor de  $\alpha$  em dois reatores coluna de bolhas com 1,8 m de altura e 0,15 e 0,5 cm de diâmetro. Os autores utilizaram o coeficiente convectivo de transferência de calor ( $h$ ) na serpentina do reator como parâmetro de estimativa da velocidade de cisalhamento.

O valor da constante  $\alpha$  foi obtido como sendo igual a  $5000 \text{ m}^{-1}$ , sendo a equação válida para a faixa  $0,04 < U_G < 0,10 \text{ m.s}^{-1}$ . Para a faixa  $0,008 < U_G < 0,04 \text{ m.s}^{-1}$ , foi proposta a equação 2-8.

$$\dot{\gamma}_m = 1000 \cdot U_G^{0,5} \quad \text{Eq. 2-8}$$

Schumpe e Deckwer (1987) encontraram a constante  $\alpha$  igual à  $2800 \text{ m}^{-1}$  para reator coluna de bolhas na faixa  $0,02 < U_G < 0,20 \text{ m.s}^{-1}$ . Chisti e Moo-Young (1989) levaram em conta a diferença entre os



reatores tipo coluna de bolhas e airlift e propuseram a inclusão do fator de correção  $(A_S + A_D)/A_S$  para o biorreator airlift apresentada na equação 2-7, estendendo seu uso para biorreatores airlift.

$$\dot{\gamma} = \alpha \cdot \frac{A_S + A_D}{A_S} \cdot U_G \quad \text{Eq. 2-9}$$

A correlação de Nishikawa *et al.* (1977) foi originalmente desenvolvida para biorreator tipo coluna de bolhas, mas tem sido usada extensivamente na literatura, não apenas para explicar a transferência de massa em coluna de bolhas, bem como em biorreatores airlift de circulação externa (Nakanoh e Yoshida, 1980; Popović e Robinson, 1993; Kawase e Moo-Young, 1987). De acordo com Kawase e Moo-Young (1987), a transferência de calor em biorreatores tipo coluna de bolhas é controlada por uma fina camada limite na parede do sistema de troca de calor. Por outro lado, a transferência de massa entre as bolhas e o líquido é predominantemente dominada pela resistência do filme líquido ao redor das bolhas distribuídas por todo o reator. Portanto, segundo esses autores, o uso da correlação proposta por Nishikawa *et al.* (1977) não é aconselhável para o estudo de transferência de massa.

Shi *et al.* (1990) propuseram uma correlação para o cálculo da velocidade de cisalhamento efetiva em função da velocidade superficial de gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) em um reator airlift de circulação externa de 40 L. Baseado em análise analógica, os autores escolheram a velocidade de circulação como parâmetro de análise e propuseram a equação quadrática que segue:

$$\dot{\gamma}_{ef} = 14800 \cdot U_{GS}^2 - 351 \cdot U_{GS} + 3,26 \quad \text{Eq. 2-10}$$

Soluções de glicerol foram utilizadas como fluidos Newtonianos e soluções de carboximetil celulose (CMC) e de goma xantana foram utilizadas como fluidos não-Newtonianos.

Para validar a proposta de Shi *et al.* (1990), Al-Masry e Chetty (1996) utilizaram a mesma metodologia para calcular a velocidade de cisalhamento efetiva em um biorreator airlift de circulação externa de 700 L de volume útil. Os autores verificaram que ao contrário do observado por Shi *et al.* (1990), a velocidade de cisalhamento efetiva não é independente dos parâmetros reológicos do fluido e, em seu estudo propuseram duas correlações, uma para CMC e outra para goma xantana.

Posteriormente, Al-Masry (1999) utilizou os dados experimentais de Shi *et al.* (1990) e de Al-Masry e Chetty (1996) para propor uma nova correlação, apresentada pela equação 2-11, para estimativa da velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) em biorreator airlift de circulação externa em função da velocidade superficial de gás na região de subida ( $0,0018 < U_{GS} < 0,070 \text{ m.s}^{-1}$ ), do fator geométrico ( $0,11 < A_D/A_S < 1,00$ ) e da altura da dispersão ( $1,4 < h_D < 6,0 \text{ m}$ ).

$$\dot{\gamma}_m = 3,36 \cdot (1 - U_{GS})^{-32,56} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_S}\right)^{0,89} \cdot h_D^{0,44} \quad \text{Eq. 2-11}$$

Segundo Chisti e Moo-Young (1989), é razoável assumir que expressar a velocidade de cisalhamento em função somente de  $U_{GS}$  é incompleto. Ainda, o grau de turbulência no biorreator deve depender não apenas da velocidade superficial do gás na região de subida, mas

também das propriedades de quantidade de movimento, físicas e características reológicas do fluido. Kawase e Kumagai (1991) basearam-se no conceito de energia de dissipação e propuseram a equação 2-12 para calcular a velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) em biorreatores coluna de bolhas.

$$\dot{\gamma}_m = (10,3 \cdot n^{-0,63})^{\frac{1}{n+1}} \cdot (U_G \cdot g)^{\frac{1}{n+1}} \cdot \left( \frac{K}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{n+1}} \quad \text{Eq. 2-12}$$

O conceito de energia de dissipação foi o mesmo usado por Grima *et al.* (1997) para caracterizar a velocidade de cisalhamento na região de subida, de descida, e na região do aspersor em um biorreator tipo “split” com 0,93 e 1,75 L de volumes de trabalho para culturas de células animais. Velocidades de cisalhamento foram estimadas em sistemas com e sem microcarregadores para a ancoragem das células. Observou-se que a velocidade de cisalhamento aumentou com o aumento da velocidade superficial de gás. O maior valor de velocidade de cisalhamento foi encontrado na região próxima ao aspersor, seguido pela região de subida e o menor valor foi encontrado na região de descida.

A velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) variou na faixa de 0 a 12000 s<sup>-1</sup> para uma faixa de  $U_{GS}$  de 0 a 6,7.10<sup>-3</sup> m.s<sup>-1</sup>.

Em estudo similar, Contreras *et al.* (1999), estimaram a velocidade de cisalhamento em cada seção de um biorreator airlift de cilindros concêntricos utilizando a definição de energia de dissipação para diferentes aspersores (60–1000 µm de tamanho dos poros). Água do mar foi utilizada como fluido Newtoniano. Altos valores de velocidade de

cisalhamento foram encontrados. As maiores velocidades de cisalhamento ocorreram na região do aspensor seguida pela região de topo do reator. Os menores valores foram encontrados na região de descida.

Como pode ser observado nessa revisão de literatura, a maioria dos estudos relacionados com estimativas de velocidade de cisalhamento tem sido realizados utilizando reatores tipo coluna de bolhas e airlift de circulação externa. Estudos que investigaram a velocidade de cisalhamento em biorreatores airlift de circulação interna (split e cilindros concêntricos) utilizam apenas fluidos Newtonianos.

### **2.2.8 Diâmetro de bolhas**

Um dos objetivos de projeto de reatores biológicos aeróbios é promover alto contato gás-líquido para melhorar a transferência de oxigênio e por este motivo o diâmetro de bolha torna-se um parâmetro importante de estudo. Em geral, o tamanho da bolha e sua distribuição são distintas entre a região onde as bolhas são geradas e o resto do reator. O tipo de aspensor, a vazão de gás, as propriedades do líquido e a potência do impelidor são variáveis que afetam o diâmetro de bolha (Kawase e Moo-Young, 1990).

Segundo Wongsuchoto *et al.* (2003) existem evidências da importância das propriedades das bolhas no controle de transferência de massa em sistemas gás-líquido. Entretanto, o estudo da distribuição do tamanho de bolha em reatores airlift ainda se encontra limitado, assim

como informações dos efeitos dos parâmetros de projeto do reator na distribuição do diâmetro de bolhas ainda são insuficientes. Com esse intuito, os autores investigaram o diâmetro de bolha e sua distribuição em um reator airlift de cilindros concêntricos com 1,2 m de altura e 0,14 m de diâmetro, como seu efeito na transferência de massa global gás-líquido, sendo proposto, ainda, um modelo empírico para a predição do coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $k_L a$ ).

Os autores utilizaram velocidades superficiais do gás no intervalo de 0,0059 a 0,0737  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  e três aspersores com diferentes números de orifícios com o intuito de investigar o efeito do tipo do aspersor no diâmetro de bolha ( $d_B$ ). As medidas do diâmetro de bolha e sua distribuição foram realizadas na região de subida utilizando a técnica de análise de imagem. Em regime permanente, as imagens das bolhas foram fotografadas utilizando uma câmera digital em três diferentes alturas a partir da base do tubo concêntrico. A correção para o diâmetro real foi baseada em uma escala anexada ao tubo concêntrico, o qual estava numa mesma distância focal das medidas de bolhas.

A retenção gasosa global foi determinada pelo método de expansão volumétrica e a retenção gasosa na região de subida foi estimada através de medidas de diferença de pressão, entre duas tomadas de pressão localizadas ao longo da altura da coluna. As velocidades do líquido nas regiões de subida e descida foram medidas utilizando a técnica de traçador com corante e o  $k_L a$  foi determinado pelo método dinâmico.

Wongsuchoto *et al.* (2003) verificaram que as medidas do diâmetro de bolha por método de análise de imagem, estavam sujeitas a erros devido à curvatura da superfície da coluna de vidro e que este erro foi de aproximadamente 15%. Os autores observaram que aumentando a velocidade do gás houve redução considerável do diâmetro de bolha ( $d_B$ ). O diâmetro de bolha diminuiu ao longo da distância axial na região de subida do reator e o aumento na razão entre as áreas transversais das regiões de descida e subida resultou no decréscimo do  $d_B$  para altas velocidades superficiais do gás. Adicionalmente, verificou-se que em aspersores com número maior de orifícios um maior diâmetro de bolha no sistema foi observado.

Os autores avaliaram individualmente o coeficiente de transferência de massa e a área interfacial e da correlação obtida dos valores experimentais e observaram bom ajuste.

Muitos autores estudaram a influência do diâmetro de bolha na transferência de massa. A maioria dos trabalhos utilizou o método fotográfico para determinar experimentalmente o diâmetro de bolhas. Tung *et al.* (1998) compararam o diâmetro de bolha a o comportamento hidrodinâmico em reatores colunas de bolhas e airlift de tubos concêntricos não convencional constituído de quatro aspersores e quatro tubos internos numa mesma base. Os autores concluíram que a velocidade de circulação não teve efeito significativo no tamanho das bolhas, mas uma grande influência no número das bolhas.

### 2.2.9 Estudos hidrodinâmicos em biorreator airlift

Gavrilescu e Tudose. (1998) desenvolveram um modelo matemático baseado no balanço de energia em reator airlift para prever a velocidade de circulação do líquido. Os reatores utilizados tinham volumes nominais de 0,07, 2,50 e 5,20 m<sup>3</sup>. As velocidades superficiais do gás variaram de 0,005 a 0,120 m.s<sup>-1</sup>. A vazão de líquido na região de descida foi medida pela técnica de resposta de traçador (solução de NaCl) e a retenção gasosa nas regiões de subida e descida foi determinada pelo método manométrico. Os autores verificaram que o modelo proposto conseguiu prever satisfatoriamente a velocidade de circulação do líquido utilizando-se água como fase líquida.

Gavrilescu e Tudose (1998b e 1998c) investigaram o efeito da geometria do reator airlift de tubo concêntrico em três diferentes escalas com volumes nominais de 0,07, 2,50 e 5,20 m<sup>3</sup> e velocidades superficiais de gás na região de subida variando de 0,005 a 0,100 m.s<sup>-1</sup>. Os autores propuseram adimensionais geométricos definidos pelas características geométricas do biorreator, tornando possível a aplicação de correlações entre os parâmetros estudados e os fatores geométricos.

No estudo de avaliação da retenção gasosa Gavrilescu e Tudose (1998a) utilizaram o método de expansão volumétrica para retenção gasosa global, enquanto que nas regiões individuais, o método utilizado foi o manométrico. Com os resultados experimentais encontrados, foram desenvolvidas correlações da retenção gasosa para cada região individual do biorreator airlift. Estas correlações foram comparadas com

dados experimentais obtidos por outros autores que utilizaram equipamentos similares, resultando em ajustes satisfatórios ou com comportamento semelhantes.

No estudo sobre o efeito da geometria na circulação do líquido, Gavrilescu e Tudose (1998b) utilizaram o método do traçador (solução saturada de NaCl) para medir a velocidade linear do líquido na região de descida, através de relações analíticas e de medidas de retenção gasosa nas regiões de subida e descida, pôde-se calcular a velocidade superficial do líquido na região de subida. Baseados nos valores experimentais para velocidade superficial do líquido na região de subida, os autores obtiveram uma correlação de adimensionais com ajuste satisfatório.

Merchuk *et al.* (1998) analisaram a influência de sete diferentes tipos de aspersores na retenção gasosa, velocidade do líquido no coeficiente de dispersão axial e no tempo de mistura em um biorreator airlift de tubo concêntrico com volume de 12·L. Em todos os experimentos água marinha foi utilizada como fase líquida e ar como fase gasosa e a velocidade superficial do ar utilizada foi na faixa de 0,005 até 0,21 m.s<sup>-1</sup>. As retenções gasosas nas regiões de subida e descida foram determinadas pelo método manométrico, enquanto a velocidade de circulação do líquido e as características de mistura foram determinadas pela técnica de resposta de sinal utilizando traçador alcalino e um detector de pH. Três diferentes tipos de escoamentos foram observados: escoamento uniforme, em baixas velocidades do gás; escoamento de transição e



escoamento heterogêneo, em altas velocidades do gás. Os autores verificaram que a mudança do escoamento uniforme para o de transição ocorreu devido ao início da coalescência de bolhas e que aspersores com menores tamanhos de orifícios resultaram no aumento da retenção gasosa e diminuição da velocidade devido à maior recirculação do gás na região de descida. No escoamento heterogêneo não se observou nenhuma influência do tamanho dos orifícios. Os autores propuseram uma correlação em que o coeficiente de dispersão axial é função do diâmetro equivalente, velocidade superficial do gás na região de subida e retenção gasosa. Os autores verificaram que o tempo de mistura dependeu da geometria do aspersor e do tamanho do orifício do aspersor apenas a baixas velocidades do gás, pois a altas velocidades o tempo de mistura é praticamente independente do aspersor e da velocidade do gás.

Blažej *et al.* (2004a) simularam escoamentos de duas fases empregando CFD “Computational Fluid Dynamics” e compararam esses resultados com dados experimentais obtidos em reator airlift de tubo concêntrico de 32 L. Experimentos foram realizados variando-se a velocidade superficial do gás numa faixa de 0,005 a 0,075 m.s<sup>-1</sup>. As retenções gasosas nas regiões de subida e descida foram determinadas pelo método manométrico e a velocidade do fluido foi medida usando o método de partícula magnética como traçador. Com uma esfera de 1 cm de diâmetro construída com uma liga especial de alta permeabilidade magnética, foram realizadas medidas de tempo com altura conhecida dos medidores magnéticos, sendo os valores registrados no computador por

oscilações cada vez que a partícula passasse no medidor, onde uma mudança no sinal era utilizada para a determinação do tempo de circulação. Para calcular a velocidade da mistura gás-líquido tanto na região de subida como de descida, utilizou-se a diferença dos picos observados. Após comparação entre os valores simulados e experimentais, os autores verificaram que os parâmetros estudados na região de subida foram modelados com boa precisão, aproximando-se dos valores experimentais. Entretanto, na região de descida a caracterização do escoamento não teve bons resultados devido aos efeitos causados pelo diâmetro de bolha.

Gouveia *et al.* (2003) estudaram o efeito de fatores geométricos na retenção gasosa e velocidade do líquido, assim como na mistura e no coeficiente de transferência de massa em um biorreator airlift de tubo concêntrico com 6,0 L de volume útil. Os autores utilizaram velocidade superficial do gás na região de subida mantida na faixa de 0,0126 a 0,0440 m.s<sup>-1</sup>. A retenção gasosa global foi determinada pelo método de expansão volumétrica enquanto que para as regiões de subida e descida, utilizou-se o método manométrico. Para a caracterização da fase líquida, tempo de mistura, tempo de circulação e velocidade do líquido linear, utilizou-se solução ácida como traçador para análise de pH. O coeficiente volumétrico de transferência de massa foi determinado pelo método modificado de sulfito. Os autores observaram que a retenção gasosa nas regiões individuais, a velocidade superficial do líquido na região de subida e o coeficiente volumétrico de transferência de massa foram afetados

pelas características geométricas do biorreator, tornando possível aplicar as correlações propostas por Gavrilesco e Tudose (1998a, 1998b e 1998c) e obtendo adequados ajustes experimentais, sendo os fatores geométricos das correlações os mesmos daqueles definidos por Gavrilesco e Tudose (1998a, 1998b e 1998c).

Wang *et al.* (2002) desenvolveram um reator airlift modificado empregando tubos concêntricos retangulares com furos. Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, retenção gasosa e tempo de mistura foram determinados para avaliar o desempenho do reator proposto. A retenção gasosa foi medida utilizando o método de expansão volumétrica, o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foi determinado pelo método dinâmico e o tempo de mistura pelo método de traçador de calor, onde água quente (95°C) foi utilizada como traçador e injetada pelo topo do reator. Os autores verificaram que o reator proposto mostrou melhor desempenho em termos dos parâmetros estudados em relação ao reator coluna de bolhas. O tempo de mistura foi reduzido em mais de 30%, o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e a retenção gasosa aumentaram mais que 50% e 90%, respectivamente, indicando que o reator proposto é apropriado para aplicações em sistemas aeróbios.

Rossi *et al.* (2005) caracterizaram a hidrodinâmica de um biorreator airlift de circulação externa com volume útil de 5,0 L. O biorreator foi baseado em um projeto anterior sendo a principal modificação a introdução de um separador de gás. Os autores realizaram

ensaios experimentais em função da velocidade superficial do gás e determinaram a velocidade superficial do líquido, a retenção gasosa, o tempo de mistura e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio. As medidas foram realizadas em um sistema ar-água, para uma faixa de velocidade superficial do gás entre 0,001 e 0,020 m.s<sup>-1</sup>. A retenção gasosa foi medida através do método de expansão de volume, enquanto que para a medida de velocidade de circulação de líquido utilizou-se uma esfera com massa específica de aproximadamente 1 g.cm<sup>-3</sup>, construída com poliestireno e massa epóxi. Para a determinação do tempo de mistura, utilizou-se a técnica do traçador de calor, onde água quente foi introduzida no topo do biorreator. O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foi medido através do método dinâmico. Os autores verificaram que a modificação no separador de gás melhorou a hidrodinâmica do sistema. O separador apresentou alta eficiência, definindo uma melhor circulação do líquido e melhor transferência de oxigênio.

Luo e Al-Dahhan. (2008) pesquisaram as características do escoamento local utilizando o método computacional CARPT (“computer automated radioactive particle tracking”). Este método investiga os detalhes do escoamento multifásico em um biorreator airlift de circulação interna. Os autores investigaram a velocidade do líquido, energia cinética e tensão de cisalhamento (“shear stress”). Os resultados sugerem que a região de topo e da base do reator têm efeito significativo nas estruturas

de escoamento, na qual resulta em mudança substancial na performance do biorreator.

## **2.3 Transferência de massa em biorreatores airlift**

Um problema característico relacionado ao oxigênio em bioprocessos é a sua baixa solubilidade em relação a outros nutrientes presentes no meio fermentativo, associado em alguns casos, à grande demanda de oxigênio devido a altas velocidades globais de respiração celular (Bailey e Ollis, 1986). Logo, é importante assegurar um adequado fornecimento de oxigênio para o meio de cultura. Conseqüentemente, estimar de forma precisa a velocidade de transferência de oxigênio em diferentes escalas e diferentes condições operacionais têm um papel essencial para a produção do metabólito desejado em culturas aeróbias, e também para o projeto e aumento de escalas de biorreatores.

### **2.3.1 Transferência de oxigênio em bioprocessos**

Em bioprocessos que envolvem o cultivo de células aeróbias ou aeróbias facultativas, o oxigênio apresenta-se como um elemento essencial no suprimento de energia para o metabolismo celular. Está envolvido no processo de reoxidação das coenzimas que participam das reações de desidrogenação ao longo da glicólise, no ciclo de Krebs e no processo de produção de energia “química”, transformando as moléculas de ADP em moléculas de ATP, fundamental para o crescimento celular,

síntese de produtos, transporte e outras atividades celulares (Schmidell, 2001).

Um problema peculiar relacionado ao oxigênio em bioprocessos é sua baixa solubilidade quando comparado a outros nutrientes presentes em meios fermentativos, associado em alguns casos, à grande demanda provocada por altas velocidades globais de respiração celular. Concentrações de oxigênio dissolvido em torno de 10 mg/L, comuns nos meios de cultivo, chegam a ser de 1.000 a 10.000 vezes menores que as concentrações de outros componentes do meio como a glicose (Bailey e Ollis, 1986).

Além da baixa solubilidade, o processo de transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida, no caso de cultivos de bactérias ou fungos filamentosos, enfrenta resistências físicas devido à geração de caldos mais viscosos à medida que o cultivo evolui. Ainda, com o aumento da concentração celular e o aumento da velocidade específica de respiração celular, o consumo global de oxigênio aumenta.

De acordo com Kargi e Moo-Young (1985), a resistência global à transferência de oxigênio é igual à soma das resistências individuais e suas magnitudes dependem da hidrodinâmica da bolha e da fase líquida, da composição e reologia do caldo fermentativo, concentração e atividade celular, assim como do fenômeno interfacial gás-líquido. As resistências relacionadas com a transferência de oxigênio da bolha de gás até a célula estão exemplificadas na Figura 2-7

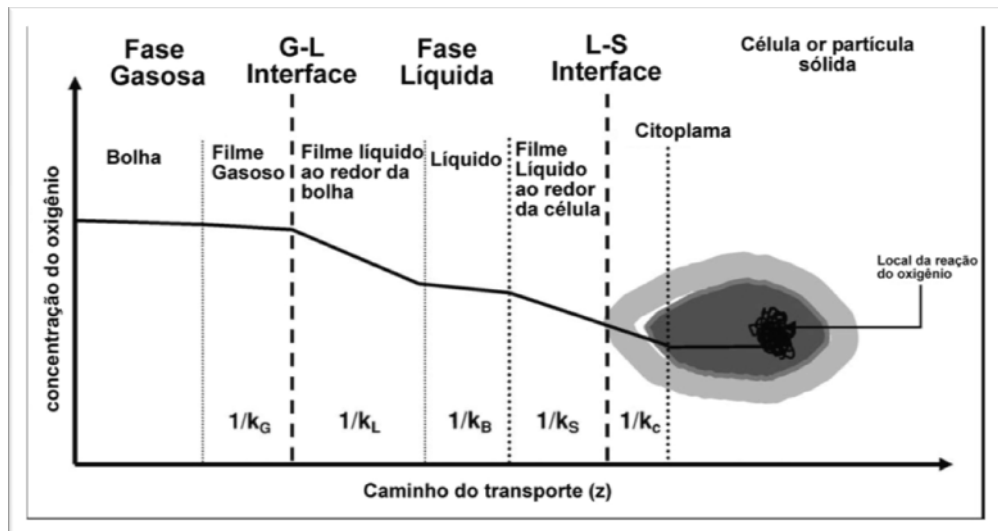


Figura 2-7. Esquema das resistências de transferência de oxigênio da bolha até a célula (Ochoa *et al.*, 2008).

A velocidade de transferência de oxigênio do ar para o meio é dada pela equação 2-13.

$$n_{O_2} \cdot a = N_{O_2} = k_L a \cdot (C_s - C) \quad \text{Eq. 2-13}$$

onde:

$n_{O_2}$ : fluxo de oxigênio ( $\text{moles} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ );

$a$ : área interfacial de troca de massa ( $\text{m}^{-1}$ );

$N_{O_2}$ : velocidade volumétrica de transferência de oxigênio ( $\text{moles} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$ );

$k_L a$ : coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $\text{s}^{-1}$ );

$C_s$ : concentração do oxigênio dissolvido na fase líquida em equilíbrio com a pressão parcial de oxigênio da fase gasosa ( $\text{moles} \cdot \text{m}^{-3}$ );

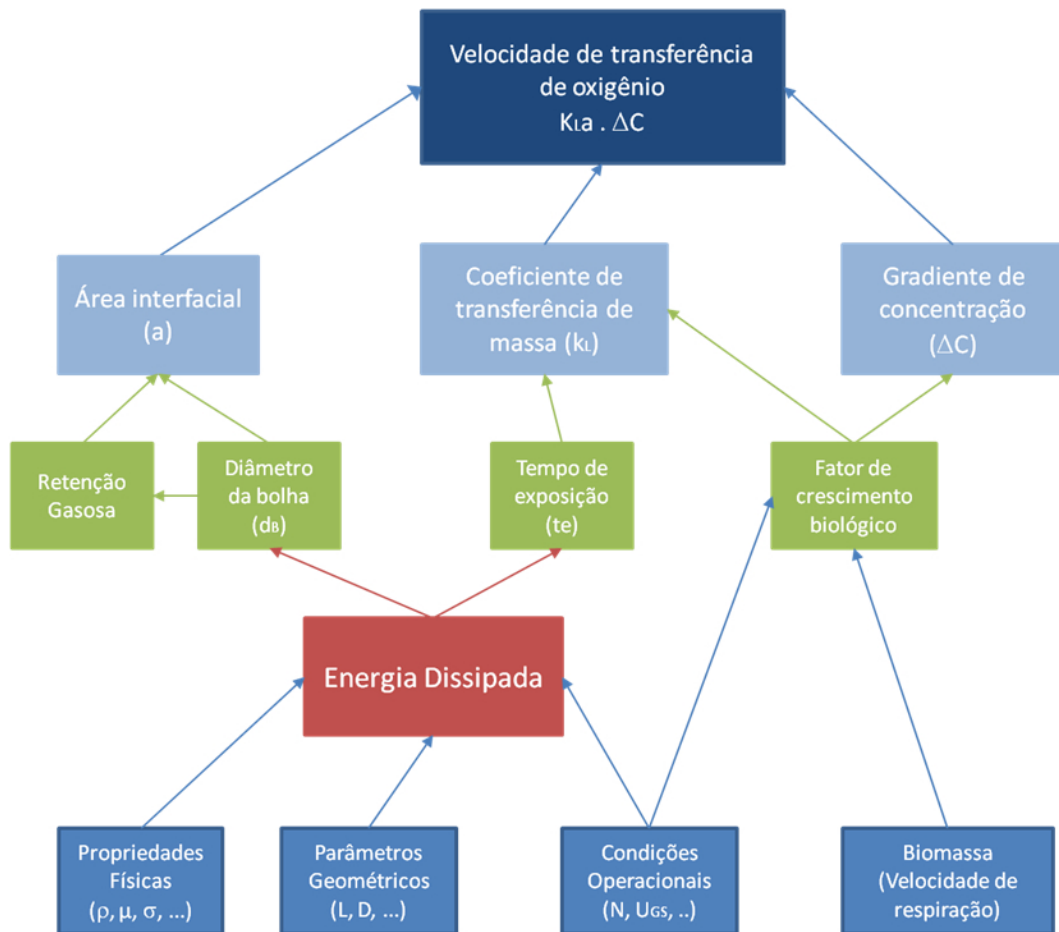
$C$ : concentração do oxigênio na fase líquida ( $\text{moles} \cdot \text{m}^{-3}$ );

Para avaliar a transferência de oxigênio em biorreatores recorre-se, portanto, a determinação do coeficiente volumétrico de transferência

de oxigênio ( $k_La$ ), sob diferentes condições operacionais e de geometria do sistema. Segundo Kargi e Moo-Young (1985), o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) é um importante parâmetro usado para comparar a capacidade de transferência de oxigênio de biorreatores aeróbios.

O  $k_La$  é definido como o produto de dois termos: o coeficiente de transferência de massa de filme líquido ( $k_L$ ) e a área interfacial específica de troca de massa ( $a$ ). Ambos dependem de uma série de variáveis que são agrupadas em três categorias: (1) propriedades do líquido, tais como densidade, difusividade e tensão superficial; (2) propriedades dinâmicas do líquido, tais como viscosidade e parâmetros reológicos; (3) intensidade de agitação e fluxo de alimentação de gás. Em geral, as variáveis do grupo 1 não modificam drasticamente o coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $k_La$ ). As variáveis dos grupos 2 e 3, entretanto, alteram significativamente o  $k_La$ . A Figura 2-8 apresenta a relação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e parâmetros hidrodinâmicos em biorreatores.





**Figura 2-8. Relação entre a velocidade de transferência de oxigênio, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e parâmetros hidrodinâmicos em biorreatores (Ochoa *et al.*, 2008).**

Há diversas metodologias para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) em biorreatores na ausência de microrganismos, destacando-se os métodos do sulfito, dinâmico e o da pressão, sendo este último descrito no trabalho publicado por Blažej *et al.* (2004b), que consiste em mudar abruptamente a pressão no interior do biorreator acarretando uma mudança na concentração de oxigênio dissolvido no meio reativo.

Um importante ponto a ser levado em consideração na determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) é a dinâmica do eletrodo de oxigênio dissolvido. O atraso na resposta do eletrodo de oxigênio faz necessário discernir a resposta do eletrodo da concentração real de oxigênio. Portanto, uma análise correta no comportamento do eletrodo deve ser feita para se ter uma determinação confiável do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio.

Sabendo-se como é possível determinar experimentalmente os valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) durante um processo fermentativo, surge naturalmente o interesse em correlacionar os valores deste coeficiente de transferência com as condições de agitação e aeração empregadas, objetivando sempre o suprimento de oxigênio de forma a atender a demanda do crescimento celular ( $Q_{O_2} \cdot C_X$ ).

### **2.3.2 Métodos para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ )**

Sendo o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) um importante parâmetro avaliado no desempenho e no aumento de escala dos biorreatores, vários autores desenvolveram correlações que estabelecem uma dependência deste parâmetro com as condições operacionais do biorreator e de fatores dimensionais do sistema.

Os métodos para a determinação de  $k_{La}$  em biorreatores são basicamente três, mas podem apresentar adaptações em caso de medidas em cultivos. O primeiro método é a oxidação do sulfito de sódio (MS) onde a formação de sulfato de sódio faz com que todo o oxigênio transferido seja consumido pela reação. Conhecendo-se o tempo de reação e a quantidade de sulfito adicionado consegue-se calcular a quantidade de oxigênio transferido para a fase líquida e, portanto, o  $k_{La}$ .

O segundo método de determinação de  $k_{La}$  é o método dinâmico (MD). O oxigênio é primeiramente desorvido da fase líquida no biorreator através do borbulhamento de nitrogênio no meio líquido. Após atingir concentração de oxigênio igual a zero, o fluxo de nitrogênio é interrompido e imediatamente inicia-se aeração do meio líquido com uma vazão conhecida. A curva de oxigênio dissolvido em função do tempo é tratada e o valor de  $k_{La}$  é obtido por ajuste do modelo a dados experimentais.

O terceiro método é método do degrau de pressão (MP). Nesse método a mudança na concentração de oxigênio é induzida através de mudança na pressão no biorreator. Linek *et al.* (1989) propuseram o método dinâmico de pressão (MP) para medir o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) em reator tipo tanque agitado e aerado com volume líquido de  $0,0182 \text{ m}^3$ . A confiabilidade do método proposto foi testada comparando-se os resultados com aqueles gerados pelo método dinâmico tradicional (MD) e pelo método de sulfito (MS). Os autores verificaram que nos experimentos realizados em sistema coalescente

(água), os resultados de  $k_L a$  obtidos pelos métodos MD e o MP se mostraram semelhantes. Entretanto, o mesmo não foi observado para sistema não-coalescente (solução aquosa 0,5 M de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ), com e sem adição de 1% m/v de CMC. Estas observações demonstraram que o MP é confiável até valores de  $k_L a$  de aproximadamente  $0,4 \text{ s}^{-1}$ . Para valores maiores de  $k_L a$ , o MP foi comparado ao MS e verificou-se boa concordância entre os valores encontrados pelos dois métodos. Linek *et al.* (1989) verificaram que o MP é apropriado para reatores em larga escala desde que a variação de pressão fosse suficientemente pequena.

Linek *et al.* (1994) estudaram o método da variação de pressão (MP) para avaliar a transferência de massa em um reator cilíndrico de volume líquido de  $1 \text{ m}^3$ . Examinaram também a diferença entre os valores  $k_L a$  nas regiões de subida e descida dos degraus de pressão. Os autores verificaram que o  $k_L a$  em água pode ser medido pelo MP usando tanto a subida com a descida no degrau de pressão. Entretanto, em solução aquosa não-coalescente (solução de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ), somente os valores da descida foram menores que os de subida devido à nucleação espontânea de bolhas e, portanto, somente os dados do degrau de pressão na subida resultaram dados de  $k_L a$  corretos. Foram obtidas, ainda, correlações dos dados experimentais em função da potência dissipada e da velocidade superficial do gás e constataram que esta metodologia permite a determinação de  $k_L a$  com precisão em reatores de escalas de bancada e piloto.

Blažej *et al.* (2004b) compararam os métodos do sulfito (MS), dinâmico (MD) e de degrau de pressão (MP) para avaliar o coeficiente de transferência de oxigênio num reator airlift de circulação interna e volume líquido de 40 L. Os autores também investigaram o efeito de meios coalescentes e não-coalescentes na transferência de massa e observaram que os valores de  $k_La$  obtidos pelo método de sulfito foram um pouco superiores àqueles obtidos pelo MP, que a maior diferença foi medida no maior valor de velocidade superficial de gás e que, no entanto, esta diferença não passou de 10%. Comparando-se o MP com o MD, verificou-se que à velocidade superficial do gás de aproximadamente  $0,03 \text{ m.s}^{-1}$ , os valores de  $k_La$  pelos dois métodos foram iguais e para maiores vazões de gás o método dinâmico foi 15% menor que MP para os meios coalescente e não-coalescente. Os autores propuseram uma correlação empírica que correlaciona os valores experimentais de  $k_La$  em função da retenção gasosa global.

### **2.3.3 Correlações para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio**

Na literatura são propostas diferentes correlações baseadas em termos dimensionais e adimensionais para estimar o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função de diferentes variáveis. É muito importante a obtenção de correlações para predição de parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa para aplicação visando projeto e variação de escala de biorreatores.

A literatura descreve vários estudos relacionados com a obtenção de correlações baseadas em adimensionais para biorreatores tipo coluna de bolhas. Um dos primeiros trabalhos que utilizou análise dimensional para investigar a transferência de massa em biorreatores pneumáticos foi proposto por Hughmark (1967). O autor utilizou dados experimentais de Yoshida e Akita (1965) para obter a correlação baseada em números adimensionais. Alguns anos mais tarde, Akita e Yoshida (1973) propuseram um trabalho que se tornou clássico para investigar os efeitos do diâmetro do reator, altura de líquido, velocidade superficial do gás ( $U_G$ ), densidade ( $\rho$ ), viscosidade cinemática ( $\nu$ ), tensão superficial ( $\sigma$ ) e retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) em diferentes escalas de biorreatores tipo coluna de bolhas. Utilizaram vários dados experimentais obtidos com vários sistemas gás-líquido. A correlação na forma expandida e baseada em adimensionais foi proposta é dada pela equação 2-14.

$$\frac{k_L a \cdot d_R^2}{D_L} = 0,6 \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{0,5} \cdot \left( \frac{g \cdot d_R^2 \cdot \rho_L^2}{\sigma} \right)^{0,62} \cdot \left( \frac{g \cdot d_R^3 \cdot \rho_L^2}{\mu_L} \right)^{0,31} \cdot \varepsilon_G^{1,1} \quad \text{Eq. 2-14}$$

ou na forma condensada:

$$Sh = 0,6 \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo^{0,62} \cdot Ga^{0,31} \cdot \varepsilon_G^{1,1} \quad \text{Eq. 2-15}$$

A retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) também foi correlacionada da forma que segue:

$$\frac{\varepsilon_G}{(1-\varepsilon_G)^{0,4}} = 0,2 \cdot \left( \frac{d_R^2 \cdot \rho_L \cdot g}{\sigma} \right)^{1/8} \cdot \left( \frac{g \cdot d_R^3 \cdot \rho_L^2}{\mu_L^2} \right)^{1/12} \cdot \frac{U_G}{\sqrt{g \cdot d_R}} \quad \text{Eq. 2-16}$$

Considerando a correlação para a retenção gasosa dada pela equação 2-16 e negligenciando a dependência com as propriedades físicas, a equação 2-14 se reduz à equação 2-17 que expressa dependência do  $k_L a$  com o diâmetro do reator e com a velocidade superficial de gás.

$$k_L a \propto d_R^{0,17} \cdot U_G^{0,7} \quad \text{Eq. 2-17}$$

Baseados na proposta de Akita e Yoshida (1973) e considerando constante o diâmetro de bolhas ( $d_B=0,003$  m), Özturk *et al.* (1987) obtiveram uma correlação a partir de regressão não-linear para um reator tipo coluna de bolhas com 0,095 m de diâmetro. A correlação de Özturk *et al.* (1987) é dada pela equação 2-18.

$$\left( \frac{k_L a \cdot d_B^2}{D_L} \right) = 0,62 \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{0,5} \cdot \left( \frac{g \cdot \rho_L \cdot d_B^2}{\sigma} \right)^{0,33} \cdot \left( \frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot d_B^3}{\mu_L^2} \right)^{0,29} \cdot \left( \frac{U_G}{\sqrt{g \cdot d_B}} \right)^{0,68} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,04} \quad \text{Eq. 2-18}$$

Com relação o uso de análise dimensional para a obtenção de correlações visando estimativas do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) em biorreatores airlift, poucos trabalhos são encontrados na literatura.

Koide *et al.* (1983) estudaram o comportamento do  $k_L a$  em biorreatores tipo coluna de bolhas e em biorreatores airlift de circulação interna. Os aparatos experimentais utilizados foram quatro colunas de acrílico com fundo chato na faixa de 0,10 até 0,30 m, e sete tubos internos variando de 0,06 até 0,19 foram testados. Água e cinco soluções de fluidos Newtonianos foram utilizadas como fase líquida e ar como fase gasosa. Valores de  $k_L a$  obtidos nos sistemas airlift foram superiores daqueles encontrados em reatores tipo coluna de bolhas. A correlação

empírica para  $k_{L,a}$  foi obtida a partir de análise dimensional é dada pela equação 2-19.

$$\frac{k_{L,a} \cdot D_{i2}^2}{D_L} = 0.477 \cdot \left( \frac{\mu}{\rho \cdot D_L} \right)^{0.5} \cdot \left( \frac{g \cdot DI2^2 \cdot \rho}{\sigma} \right)^{0.873} \cdot \left( \frac{g \cdot DI2^3 \cdot \rho^2}{\mu^2} \right)^{0.247} \cdot \left( \frac{DI2}{De1} \right)^{-0.542} \cdot \varepsilon_G^{1.36} \quad \text{Eq. 2-19}$$

Gavrilescu and Tudose (1998) avaliaram o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{L,a}$ ) em três biorreatores airlift de tubos concêntricos em diferentes escalas (0,07; 2,50 e 5,20 m<sup>3</sup>) utilizando soluções não-coalescentes de fluidos Newtonianos (solução de sulfito de sódio). Os efeitos da distância entre a extremidade superior do tubo interno e o nível de líquido, da distância entre a extremidade inferior do tubo interno e a base do reator e da razão  $A_D/A_R$  no  $k_{L,a}$  foram pesquisadas. O modelo empírico proposto dado pela equação 2-20, baseado em análise dimensional, concordou bem com o dados experimentais ( $R^2=0,91$ ).

$$Sh = 1.204 \cdot 10^6 \cdot Ga^{0.01} \cdot Fr^{0.9} \cdot \left( \frac{H2}{DI2 + 1} \right)^{-0.18} \cdot \left( \frac{H2 + DI2}{Ds} \right)^{-1.70} \cdot \left( \frac{A_D}{A_R} \right)^{-0.18} \cdot \left( \frac{H1}{DI2} \right)^{-0.1} \quad \text{Eq. 2-20}$$

Gouveia *et al.* (2003) estudaram o efeito da relações geométricas no  $k_{L,a}$  em um biorreator airlift de circulação interna de 6,0 dm<sup>3</sup> com  $A_D/A_R=0,63$ . Medidas do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foram realizadas com sistema água-ar utilizando o método modificado de oxidação do sulfito. Diferentes condições foram pesquisadas, variando parâmetros com a velocidade superficial do gás na região de subida ( $U_{GR}$ ), distância entre a extremidade superior do tubo interno e o nível de líquido e a distância entre a extremidade inferior do tubo interno e a base do reator. Os dados experimentais de  $k_{L,a}$  para



todas as relações geométricas foram correlacionados com sucesso por meio de análise dimensional (equação 2-21):

$$Sh = 7.16 \cdot 10^6 \cdot Fr^{1.121} \cdot \left(\frac{H1}{DI2}\right)^{0.201} \cdot \left(\frac{H2}{DI2}\right)^{0.410} \quad \text{Eq. 2-21}$$

Recentemente, Kilonzo *et al.* (2007) investigaram o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em biorreator airlift retangular de 21,0 dm<sup>3</sup>. O autores utilizaram água e soluções de carboximetilcelulose (CMC). O dados experimentais de  $k_La$  foram correlacionados utilizando análise dimensional. A correlação obtida é dada pela equação 2-22.

$$k_La = 1.70 \cdot 10^5 \cdot Fr^{1.12} \cdot \left(\frac{g \cdot \mu^4}{\rho \cdot \sigma^3}\right)^{1.51} \cdot \left(\frac{H1}{DI2}\right)^{-2.1} \cdot \left(\frac{Ds}{De1}\right)^{5.4} \cdot \left(\frac{H2}{DI2}\right)^{4.82} \cdot \left(\frac{g \cdot \rho^2 \cdot De1^3}{\mu^2}\right)^{1.51} \cdot \left(\frac{D_L}{De1}\right) \quad \text{Eq. 2-22}$$

Li *et al.* (1995) estudaram a transferência de massa e a circulação gás líquido em um biorreator airlift de circulação interna de 55 L. Este estudo apresentou uma estimativa de  $k_La$  a partir da velocidade superficial do gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) e da viscosidade aparente ( $\mu_{ap}$ ), sendo os dados relacionados pela equação 2-21. A viscosidade aparente foi calculada a partir do modelo da lei da potência utilizando a equação para a estimativa de  $\dot{\gamma}$  proposta por Nishikawa *et al.* (1977):

$$k_La = 0,0343 \cdot U_{GS}^{0,524} \cdot \mu_{ap}^{-0,255} \quad \text{Eq. 2-23}$$

A equação 2-23 mostra a dependência do  $k_La$  com a viscosidade do fluido, sendo esta uma conclusão muito importante quando se opera o sistema com fluidos viscosos (cultivos de fungos e bactérias filamentosas) e com alta demanda de oxigênio.

Como pode-se observar, a literatura apresenta diferentes trabalhos que investigam as influências de parâmetros geométricos dos sistemas,

propriedades físicas das soluções Newtonianas e não-Newtonianas, variáveis de operação como a velocidade superficial do gás na transferência de oxigênio em diferentes escalas de biorreatores pneumáticos baseando-se em análise dimensional. No entanto, trabalhos que avaliam o  $k_{La}$  em diferentes escalas de biorreatores airlift de tubos concêntricos com fluidos Newtonianos e não-Newtonianos não são encontrados.

## **2.4 Características reológicas de fluidos**

No projeto de biorreatores e em estudos de estratégias de controle das variáveis de agitação e aeração, há a necessidade do conhecimento do comportamento reológico do meio de cultura ao longo do tempo de cultivo.

Sabe-se que durante um processo fermentativo ocorrem alterações significativas no meio de cultura, podendo este alterar seu comportamento reológico de fluido Newtoniano para fluido não-Newtoniano, como é o caso de processos fermentativos envolvendo o cultivo de fungos e bactérias filamentosas em geral. Portanto, é evidente que essa situação exige um tratamento especial e o caso mais freqüente é o surgimento de um comportamento pseudoplástico.

Na Figura 2-9 estão ilustradas as mais clássicas formas de variação da tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) em função da velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ), para alguns fluidos típicos.

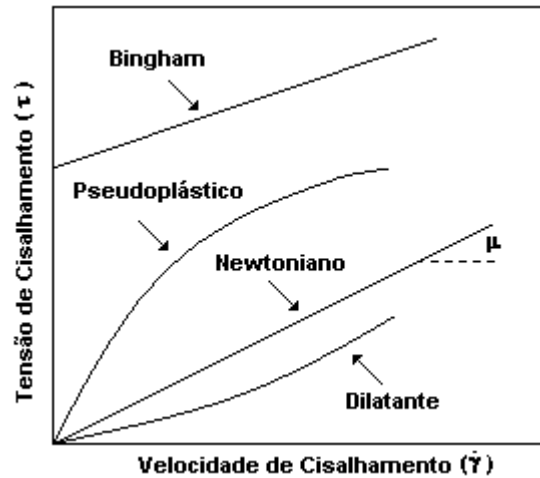


Figura 2-9. Tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) em função da velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ) para líquidos Newtonianos e não-Newtonianos.

Os fluidos Newtonianos, a maioria dos caldos fermentativos contendo microrganismos unicelulares (Charles e Wilson, 1994), caracterizam-se por apresentar uma proporcionalidade entre a tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) e a velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ), como observado na Figura 2-9 sendo esta constante de proporcionalidade definida como a viscosidade dinâmica do fluido, ou seja:

$$\tau = \mu \cdot \dot{\gamma} \quad \text{Eq. 2-24}$$

onde:

$\tau$       tensão de cisalhamento ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2}$ )

$\mu$       viscosidade dinâmica do líquido ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1} = \text{Pa} \cdot \text{s}$ )

$\dot{\gamma}$       velocidade de cisalhamento ( $\text{s}^{-1}$ )

A viscosidade de um fluido Newtoniano é independente da velocidade de cisalhamento e da tensão de cisalhamento, no entanto,

depende da temperatura, composição, pH, e outros parâmetros físico-químicos (Charles e Wilson, 1994).

Um tipo de fluido não-Newtoniano é o pseudoplástico. O modelo matemático que descreve o comportamento pseudoplástico é o da lei de potência, ou seja:

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n \quad \text{Eq. 2-25}$$

K índice de consistência (Pa.s<sup>n</sup>)

n índice de comportamento do escoamento (adimensional).

O fluido é caracterizado como pseudoplástico quando o índice de comportamento do escoamento (n) é menor que 1. Se o índice de comportamento é maior que 1, o fluido é denominado dilatante. O fluido é caracterizado como Newtoniano quando o índice de comportamento for igual a 1, neste caso, o índice de consistência (K) é a própria viscosidade do fluido.

Para fluidos não-Newtonianos que seguem a lei da potência, a equação 2-26 expressa a viscosidade aparente ( $\mu_{ap}$ ):

$$\mu_{ap} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K \dot{\gamma}^{n-1} \quad \text{Eq. 2-26}$$

Pode-se observar que a viscosidade aparente ( $\mu_{ap}$ ) varia com a velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ), sendo que para fluidos pseudoplásticos, ela diminui com o aumento de  $\dot{\gamma}$ .

Segundo Kawase e Kumagai (1991), a variação na reologia de caldos fermentativos gera incertezas no projeto, no aumento de escala e na operação do biorreator. Infelizmente, há confusão e desentendimento

neste campo. Embora exista na literatura um grande número de dados experimentais e várias correlações para hidrodinâmica e transferência de massa e energia para fluidos não-Newtonianos, raramente estas publicações concordam umas com as outras.

Ainda, segundo os mesmos autores, o modelo da lei de potência não pode descrever as curvas de escoamento durante toda a escala da velocidade de cisalhamento, uma vez que os parâmetros do modelo dependem da faixa da velocidade de cisalhamento usada para determinar as propriedades reológicas (escoamento laminar). Na determinação dos parâmetros da lei de potência,  $n$  e  $K$ , a obtenção da curva de escoamento deveria ser realizada na escala da velocidade de cisalhamento, na qual o biorreator é operado, geralmente no regime turbulento, o que é inadequado.

O fato apresentado anteriormente traz claramente à tona a importância de se obter a definição apropriada da viscosidade aparente ou da velocidade de cisalhamento. Isto dificulta o desenvolvimento de correlações empíricas para a estimativa dos parâmetros de projeto e para determinar apropriadamente parâmetros reológicos em fluidos não-Newtonianos.

## ***2.5 Utilização de biorreatores pneumáticos em processos bioquímicos***

Nos últimos anos os biorreatores airlift vêm sendo cada vez mais empregados em bioprocessos que antes utilizavam com maior frequência

os biorreatores convencionais. Na seqüência são apresentados alguns trabalhos relevantes relacionados com o uso de biorreatores airlift em processos fermentativos.

Ichi *et al.* (1993) desenvolveram um biorreator airlift com circulação interna em escala comercial, para aplicação no cultivo de levedura *Candida utilis* visando a extração de RNA. A velocidade de transferência de oxigênio e a produtividade em células neste biorreator foram muitos superiores as alcançadas em um biorreator convencional tipo tanque agitado aerado.

Gavrilescu e Roman (1998) pesquisaram a produção de três antibióticos em dois biorreatores airlift com circulação externa e um com circulação interna, comparando as suas eficiências com as de biorreatores tipo agitado e aerado. Os antibióticos bacitracina e cefalosporina C foram produzidos respectivamente por *Bacillus licheniformis* e *Cephalosporium acremonium* cultivados em biorreator airlift de circulação externa, e nistatina foi produzida por *Streptomyces noursei* em airlift de circulação interna. Como resultado geral, a eficiência da transferência de oxigênio (velocidade de transferência de O<sub>2</sub> em relação à potência aplicada) nos biorreatores airlift foi cerca de 38% superior que a encontrada em biorreatores convencionais, a razão entre a velocidade de transferência de oxigênio em relação da produção de antibiótico foi 22% maior no sistema airlift. Além do mais, a utilização do airlift proporcionou um aumento entre 30–40% na eficiência e economia de energia comparada com o biorreator convencional.

Yuguo *et al.* (1999) pesquisaram a produção de ácido cítrico por *Aspergillus niger* em um biorreator airlift de circulação externa de 8,5 L. Obtiveram uma concentração de ácido cítrico de 10,6 g.L<sup>-1</sup> com 65 horas de cultivo a uma vazão de ar de 1,3 vvm, sendo que em biorreator de tanque agitado e aerado obtiveram uma concentração de 9,6 g.L<sup>-1</sup> com 200 rpm de frequência de agitação e vazão de ar de 1 vvm. Isto demonstra que o biorreator airlift de circulação externa pode ser utilizado para produção de ácido cítrico por *Aspergillus niger*.

Jia *et al.* (1999) estudaram o efeito do óleo de soja sobre a transferência de oxigênio na produção de tetraciclina por *Streptomyces aureofaciens* CG-1 utilizando biorreator airlift de 5,5 L. Os resultados mostraram que o óleo de soja além de ser uma fonte de carbono viável é também um agente que diminui a tensão superficial na bolha de ar aumentando a transferência de oxigênio.

Sánchez *et al.* (2002) estudaram o comportamento reológico do caldo de cultivo de *Beta vulgaris* utilizando biorreator airlift de 10 L. Culturas de células vegetais são consideradas uma alternativa para produção de metabólitos secundários. *Beta vulgaris* produz pigmentos solúveis em água, utilizados nas indústrias de alimentos e farmacêuticas. O biorreator airlift foi aerado a 0,2 vvm, atingindo um valor de  $k_L a$  de 19 h<sup>-1</sup>. O caldo apresentou características não-Newtonianas que gerou problemas de mistura do caldo e dispersão do gás, obtendo uma produção de pigmento menor que a relatada em reatores convencionais agitados e aerados.

Jovetic *et al.* (2006) imobilizaram células de *Actinoplanes teichomyceticus* ATCC 31121 que foram utilizadas para a hidrólise seletiva de antibióticos glicopeptídicos (A40926), empregando três biorreatores airlift ligados em série, em operação contínua. A operação durou 56 dias e obteve-se uma conversão de 99%. As estimativas do modelo para os volumes dos reatores e de conversão concordaram muito bem com os dados experimentais.

Lavarda *et al.* (2008) imobilizaram *Streptomyces clavuligerus* ATCC 27064 em partículas de alginato com alumina para a produção de ácido clavulânico em biorreator tipo coluna de bolhas. Os resultados indicaram que a operação em batelada mostrou-se a mais eficiente e produtiva, obtendo-se uma concentração de oxigênio dissolvido por volta de 60% do valor de saturação em meio de cultura.

## **2.6 Variação de escala**

A literatura sobre variação de escala de biorreatores traz muita informação sobre biorreatores convencionais tipo tanque agitado e aerado. Com base no conhecimento de processos, o modelo mais utilizado de aumento de escala utiliza critérios de variação de escala. Em outras palavras, no desenvolvimento de processos químicos, quando são encontradas adequadas condições técnicas e econômicas de operação em escala de bancada, as quais com freqüência correspondem à obtenção de valores elevados de produtividade e rendimento do produto de interesse, sob o ponto de vista econômico, há a necessidade de se



ampliar a escala de produção até uma escala industrial. Na grande maioria dos processos, o desenvolvimento natural parte de uma escala de produção menor para uma escala maior. A variação de escala nesse sentido é conhecida como aumento de escala ou “scale-up” (Badino e Schmidell, 2001).

O procedimento usual de uma ampliação de escala com base nos critérios de ampliação baseia-se em, mantendo-se a semelhança geométrica na escala maior, selecionar o critério e, a partir daí, encontrar as novas condições de operação na nova escala que, supostamente, reproduziriam as condições encontradas na escala menor. Para os biorreatores convencionais os critérios de aumento de escala mais utilizados são o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ), a potência por unidade de volume, a velocidade na ponta do impelidor que expressa a velocidade de cisalhamento e o tempo de mistura.

Pesquisas de aumento de escala de biorreatores airlift são também importantes para aplicações industriais, mas poucos estudos são encontrados na literatura em comparação com o aumento de escala de reatores convencionais agitados e aerados.

Al-Masry and Abasaheed (1998) propuseram um estudo sobre a hidrodinâmica e transferência de massa em três reatores de circulação externa geometricamente semelhantes (0,06; 0,35 e 0,7 dm<sup>3</sup>) utilizando água como fase líquida. Três parâmetros importantes foram determinados experimentalmente, retenção gasosa, velocidade de circulação de líquido e coeficiente de transferência de massa. Uma nova correlação que

incorpora os efeitos da retenção gasosa e da velocidade de circulação de líquido sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa foi proposta. A predição de  $k_{La}$  pela correlações concordaram muito bem com os resultados experimentais para todas as escalas de reatores.

Miura *et al.* (2003) estudaram a produção de ácido láctico por *Rhizopus sp.* MK-96-1196 em biorreator airlift de 3 dm<sup>3</sup>. O aumento de escala de 3 para 100 dm<sup>3</sup> foi realizada utilizando o  $k_{La}$  como critério de aumento de escala, baseado nas condições ótimas obtidas no biorreator airlift de 3 dm<sup>3</sup>. O crescimento dos microrganismos e a produção de ácido láctico nas duas escalas foram muito parecidos, mostrando que o  $k_{La}$  pode ser utilizado como fator de aumento de escala para a produção de ácido láctico em biorreator airlift.

Blažej *et al.* (2004) estudaram a influência da escala na hidrodinâmica em três reatores airlift de circulação interna (10,5; 32 e 200 dm<sup>3</sup>). Foram realizadas medidas de retenção gasosa e velocidade linear de líquido nos biorreatores airlift. Os valores médios da velocidade de circulação de líquido aumentaram com o aumento da escala do reator para o mesmo valor da velocidade superficial do gás. Estes resultados mostram que a escala do reator pode influenciar significativamente o escoamento gás-líquido. Para promover altos valores de velocidade de circulação (menores tempos de misturas) e melhor distribuição da fase gasosa (maior retenção gasosa), é apropriado usar reatores com maiores volumes para evitar influências desfavoráveis da redução da retenção gasosa por causa dos efeitos de parede.

Juraščík *et al.* (2006) mediram o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) e a retenção gasosa ( $\epsilon_G$ ) em três escalas de biorreatores airlift (12, 40, and 195 dm<sup>3</sup>) com configurações geométricas semelhantes. Utilizou-se água como fase líquida. A retenção gasosa global e o  $k_{La}$  aumentaram com o aumento da velocidade superficial de gás ( $U_{GS}$ ). A variação de  $k_{La}$  com  $\epsilon_G$  foi descrita com correlações apropriadas. Os parâmetros destas correlações foram praticamente os mesmos para todos os reatores. Encontrou-se que nas escalas maiores, a retenção gasosa global é o parâmetro que mais influência a transferência de massa neste tipo de biorreator.

Liu *et al.* (2006) estudaram o aumento de escala de biorreatores airlift para a produção de ácido láctico por *Rhizopus sp.* MK-96-1196. Os autores definiram como parâmetro de variação de escala a velocidade de transferência de oxigênio. Avaliaram o efeito dessa variável na produção de ácido láctico para as três escalas de biorreatores airlift (0,003; 0,1 e 5.0 m<sup>3</sup>) e concluíram que mantendo-se constante a velocidade de transferência de oxigênio, a produção de ácido láctico também se mostrou constante independentemente da escala, sendo este parâmetro um ótimo critério de aumento de escala para biorreatores airlift para a produção de ácido láctico.

A velocidade de transferência de oxigênio pode controlar toda a cinética do bioprocessamento e, como conseqüência, a capacidade do biorreator para uma dada produção. Por esta razão a velocidade de transferência de oxigênio tem sido escolhida como o principal critério para

o aumento de escala. A previsão de uma produção em escala industrial a partir de dados coletados em escalas de laboratório e piloto requer uma cuidadosa análise das influências das condições operacionais no comportamento biológico do sistema (Ochoa *et al.*, 2008).

## **2.7 Considerações finais**

Como pode ser observado, a literatura apresenta poucos trabalhos relacionados com a variação de escala de biorreatores não convencionais. A avaliação de diferentes parâmetros de desempenho relacionados com a hidrodinâmica e transferência de oxigênio, em diferentes escalas de biorreatores não convencionais pneumáticos, na busca de correlações que possam explicar os comportamentos dessas variáveis nas diferentes escalas estudadas são de grande importância para o início de estudos de variação de escala desses equipamentos.

Como descrito na revisão bibliográfica, o biorreator airlift tem apresentado uma crescente aplicação em bioprocessos devido a sua construção simples e eficácia na transferência de oxigênio, aliadas ao menor consumo de energia em comparação ao biorreator tipo tanque agitado.

Com o desenvolvimento da biotecnologia onde cada vez mais produtos são obtidos a partir de bioprocessos enzimáticos e microbiológicos, há a necessidade de um melhor entendimento de aspectos hidrodinâmicos e de transferência de massa em biorreatores de forma a alicerçar estudos relacionados com a variação de escala de

biorreatores airlift para a melhor aplicação deste tipo de biorreator. Nesse contexto é que se insere o presente trabalho, utilizando como ferramenta de trabalho três escalas de biorreatores airlift onde foram avaliados importantes parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa como tempo de mistura, tempo de circulação, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, velocidade de cisalhamento e retenção gasosa.

## 3 Materiais e Métodos

### 3.1 Biorreatores

Os experimentos foram realizados em biorreatores airlift com volumes úteis de 2, 5 e 10 L, sendo os três geometricamente semelhantes. Tabela 3-1 apresenta as dimensões de cada escala utilizada. As relações geométricas e tipo de aspensor foram projetados de modo a se obter um sistema com dispositivos eficientes de transferências de calor e massa de ampla aplicação (Cassiano-Filho, 2003). O desenho esquemático dos biorreatores está ilustrado na Figura 3-1. Os equipamentos apresentam um cilindro externo confeccionado em material transparente (vidro) e base, tampo superior, base inferior, cilindro interno oco, que funciona como trocador de calor para manutenção da temperatura do biorreator, e condensador confeccionados em aço inoxidável e aspensor confeccionado em Teflon<sup>®</sup>. Os orifícios do aspensor tipo “cruzeta” apresentam 0,5 mm de diâmetro e 5 mm de espaçamento entre eles ao longo do comprimento das hastes do aspensor (Badino *et al.*, 2004).

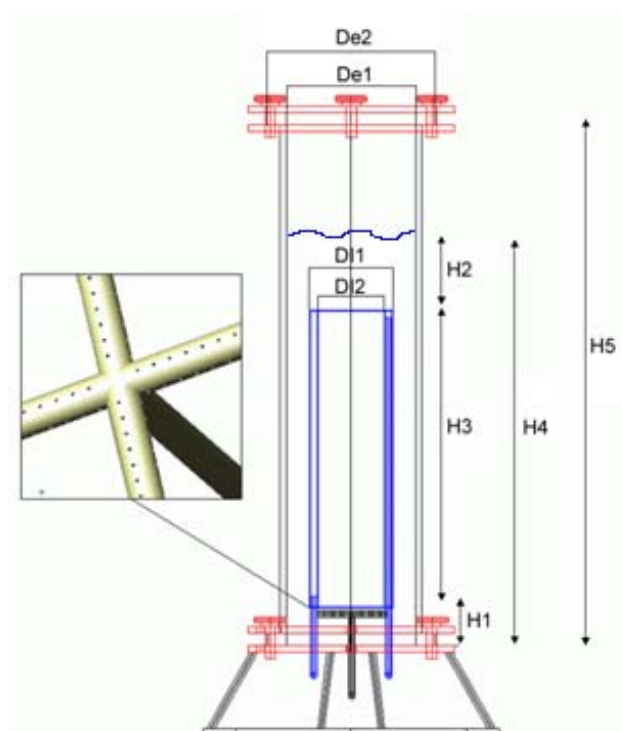


Figura 3-1. Desenho esquemático do biorreator airlift com cotas e detalhe do aspersor.

Tabela 3-1. Dimensões dos biorreatores airlift 2, 5 e 10 Litros de capacidade.

Dimensões	2 Litros	5 Litros	10 Litros
H1 (mm)	32	45	55
H2 (mm)	33	55	45
H3 (mm)	262	350	450
H4 (mm)	327	450	550
H5 (mm)	450	600	700
De1 (mm)	90	125	160
De2 (mm)	100	135	170
DI2 (mm)	55	75	95
DI1 (mm)	65	85	105
H4/De1	3,63	3,60	3,44
$A_D/A_S$	1,68	1,78	1,84
DI2/De1	0,61	0,60	0,59

A Figura 3-2 ilustra uma imagem fotográfica das três escalas de biorreatores airlift, mostrando as similaridades geométricas entre elas ( $H_4/De_1$ ,  $A_D/A_S$  e  $DI_2/De_1$ ).



**Figura 3-2. Fotografia dos três biorreatores airlift.**

A Figura 3-3 ilustra as conexões, entradas para eletrodos de oxigênio dissolvido e pH, condensador e amostrador da tampa do biorreator de 2 L. As tampas do biorreatores airlift de 5 e 10 L apresentam configurações semelhantes.



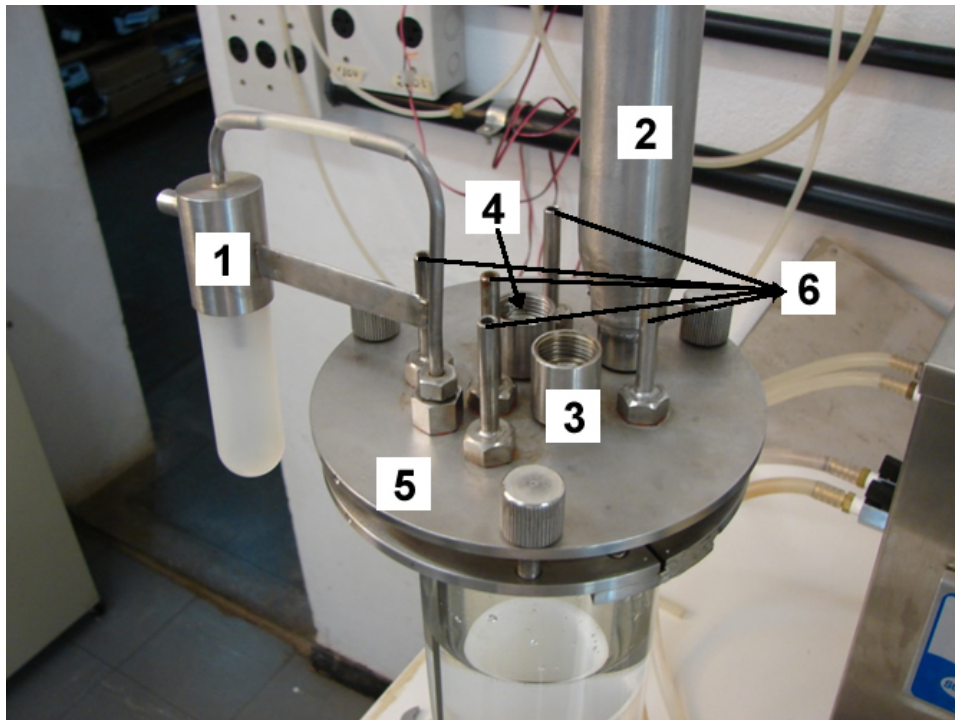


Figura 3-3. Fotografia da tampa do biorreator airlift de 2 dm<sup>3</sup>: (1) Amostrador; (2) Condensador; (3) Entrada eletrodo de oxigênio dissolvido; (4) Entrada eletrodo de pH; (5) Tampa superior; (6) Entradas de ácido, base, antiespumante, inóculo e meio de cultura.

### 3.2 Fluidos

Água destilada e soluções de glicerol (LabSynth Produtos para Laboratórios Ltda., Brazil, 99,5% de pureza) foram utilizados como fluidos Newtonianos e soluções de goma xantana (Grinsted ULTRA 80, Danisco Brasil Ltda.) foram utilizados como fluidos não-Newtonianos. Valores de viscosidade dinâmica ( $\mu$ ) da água destilada e soluções de glicerol e os parâmetros reológicos do modelo da lei da potência, o índice de consistência (K) e o índice de escoamento (n) das soluções de goma xantana foram determinados a partir de reogramas utilizando um reômetro

digital de cilindros concêntricos (Brookfield Engineering Laboratories) modelo LV-DVIII+, a 28°C.

A difusividade do oxigênio, densidade e tensão superficial das soluções de glicerol foram baseados nos dados Akita e Yoshida (1974). A difusividade do oxigênio a tensão superficial das soluções de goma xantana foram baseados nos dados de Ochoa e Gómez (1998). A densidade da goma xantana é de 996 kg.m<sup>-3</sup>. A Tabela 3-2 apresenta as propriedades físicas dos fluidos Newtonianos e a Tabela 3-3 apresenta os parâmetros reológicos dos fluidos não-Newtonianos utilizados neste trabalho.

**Tabela 3-2. Propriedades físicas para os fluidos Newtonianos.**

Solução de Glicerol	v.v <sup>-1</sup> (%)	$\mu \cdot 10^3$ (Pa.s)	$\rho_L$ (kg.m <sup>-3</sup> )	$D_L \cdot 10^9$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-1</sup> )	$\sigma_L$ (kg.s <sup>-2</sup> )
GS12	58,0	12,54	1164,7	0,39	0,068
GS10	55,0	10,77	1158,1	0,42	0,069
GS8	50,0	8,90	1149,5	0,48	0,069
GS6	46,1	6,84	1136,9	0,57	0,069
GS5	40,3	5,33	1124,0	0,63	0,070
GS3	32,3	3,76	1104,5	0,81	0,070
GS2	26,1	2,75	1085,3	1,10	0,071
Água	0,0	0,84	996,0	2,84	0,072

**Tabela 3-3. Parâmetros Reológicos (K e n) para os fluidos não-Newtonianos.**

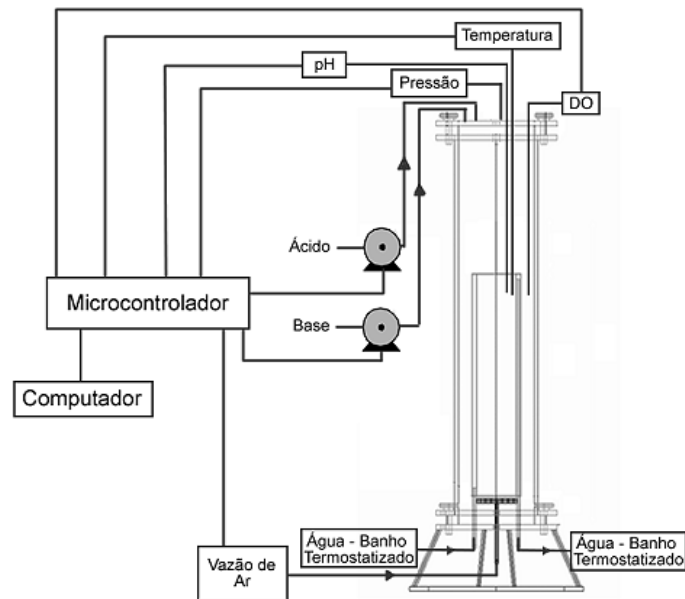
Solução Goma Xantana	p.v <sup>-1</sup> (%)	K (Pa.s <sup>n</sup> )	n (-)
XGS05	0,05	0,068	0,544
XGS10	0,10	0,163	0,475
XGS15	0,15	0,277	0,432
XGS20	0,20	0,569	0,356
XGS25	0,25	0,990	0,295
XGS30	0,30	1,384	0,249

A velocidade superficial do gás variou de 0,01 a 0,1 m.s<sup>-1</sup> e as vazões de ar foram controladas por fluxômetro de massa da marca AALBORG modelo GFC371, com faixa de operação de 0-50 L.min<sup>-1</sup>. A concentração de oxigênio dissolvido foi medida empregando analisador de oxigênio dissolvido da Mettler Toledo modelo O<sub>2</sub> 4100e, conectado a sistema de aquisição de dados e computador o qual armazenava valores em intervalos regulares de um segundo. Outro equipamento utilizado foi um medidor de pressão eletrônico modelo SC990 T&S Equipamentos Eletrônicos.

### **3.3 Sistema de aquisição de dados**

Os experimentos foram monitorados utilizando-se um sistema de aquisição de dados *in-house* baseado em microcontrolador (Bensi *et al.*, 2006). O sistema foi conectado ao computador por uma interface de comunicação tipo USB (*Universal Serial Bus*). No computador foi implementado um programa supervisor escrito em Delphi para realizar interface homem-máquina, provendo controle do processo e telas para visualização das variáveis adquiridas, como também o armazenamento dos dados em arquivo.

A Figura 3-4 apresenta um diagrama esquemático do aparato experimental utilizado.



**Figura 3-4. Ilustração do biorreator airlift e as variáveis medidas pelo sistema de aquisição de dados.**

O sistema utilizado era composto por oito canais de entrada analógica. Cada canal operava de forma independente, na leitura de sinais analógicos positivo, com escala de zero a cinco Volts, e resolução de dez bits, com precisão apurada por método matemático moda, que elege o melhor resultado dentre várias amostragens obtidas dentro de um ciclo de operação correspondente ao intervalo regular selecionado, com a finalidade de suprir pequenas variações de sinal provenientes de ruído externo ou da própria resolução do conversor A/D interno (Bensi *et al.*, 2006).

A Tabela 3-4 apresenta informações detalhadas do sistema de aquisição com relação ao número de entradas e saídas analógicas e digitais. Através deste sistema foi possível monitorar em tempo real as principais variáveis por sensores instalados no biorreator airlift como

temperatura, pH, oxigênio dissolvido (OD), vazão de alimentação de gás no biorreator (ar) e pressão no interior do sistema. O acompanhamento dessas variáveis permitiu calcular importantes parâmetros de desempenho em escala de bancada.

O módulo de aquisição e controle desenvolvido utiliza interface de comunicação USB compatível com os padrões *full-speed USB 2.0* (12Mb/s) e *low-speed USB 1.1* (1,5Mb/s), interligando este a computador tipo IBM-PC com Sistema Operacional Windows® XP SP2.

**Tabela 3-4. Descrição das entradas e saídas do sistema de aquisição de dados.**

<b>Número de entradas analógicas</b>	<b>Variáveis medidas</b>
8	Temperatura
	pH
	OD
	Vazão mássica de ar
	Vazão mássica de oxigênio
	Pressão
	Sensores de Temperatura (2)
<b>Número de saídas analógicas</b>	<b>Variáveis manipuladas</b>
2	Vazão mássica de ar
	Vazão mássica de oxigênio

### **3.3.1 Software para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ )**

Foi desenvolvido uma ferramenta computacional (Jesus *et al.*, 2007) para tornar rápida a determinação do  $k_La$  pelo método do degrau de pressão no biorreator airlift de circulação interna de bancada. A interface gráfica do programa foi desenvolvida utilizando o programa Visual Basic

6.0 (Microsoft) e foi organizada de modo a facilitar a visualização dos dados colhidos do biorreator e possibilitar o cálculo do parâmetro  $k_{L,a}$ . Com o programa, o usuário pode gravar e recuperar os dados referentes ao ensaio realizados com diferentes condições de operação, pode ajustar os limites dos gráficos e salvar as curvas geradas, sendo possível ainda, ajustar os parâmetros relacionados com a comunicação serial entre o computador e o módulo de aquisição de dados (Jesus *et al.*, 2007).

Uma vez que o usuário tenha iniciado o experimento, os valores da concentração de oxigênio são apresentados em um gráfico para facilitar seu acompanhamento, como pode ser visualizado na Figura 3-5. Durante o experimento, os dados passam internamente por um tratamento que visa reduzir a influência de ruídos no sinal de entrada utilizando um filtro de média móvel. Ao final do ensaio, o usuário pode escolher, diretamente no gráfico, qual trecho da curva será usado para a determinação do  $k_{L,a}$ . Os valores da faixa selecionada são apresentados numérica e graficamente (Jesus *et al.*, 2007).

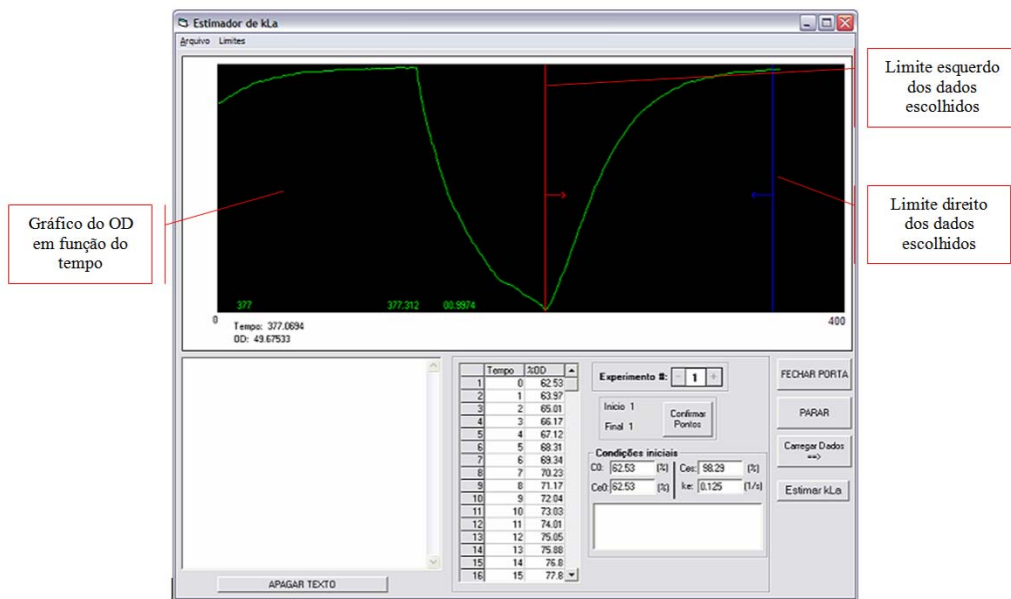


Figura 3-5. Interface gráfica de aquisição de dados (Jesus et al., 2007).

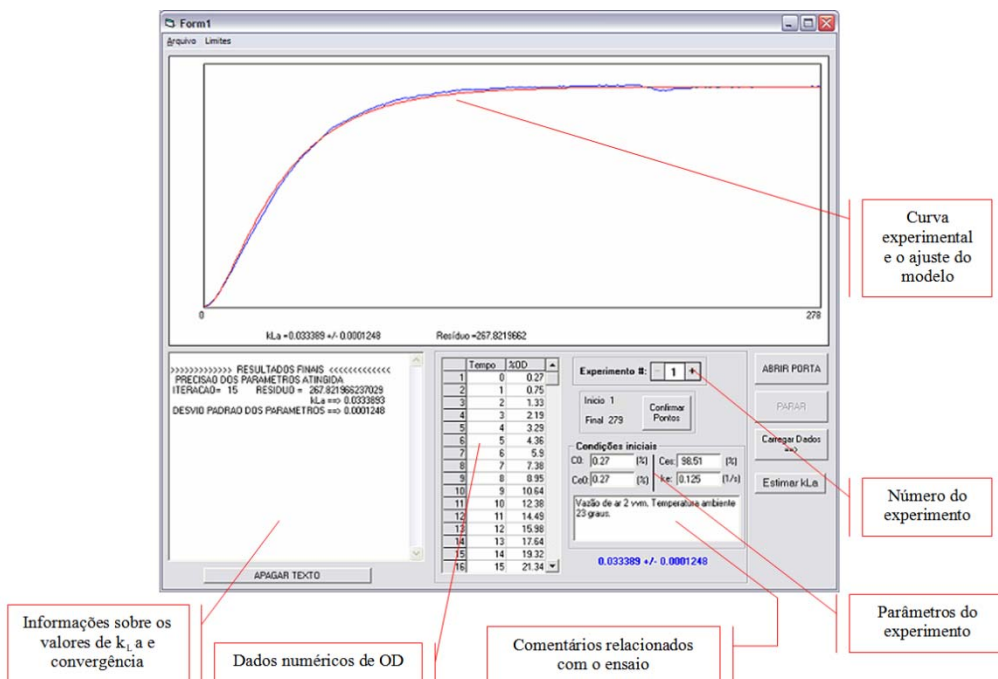


Figura 3-6. Interface gráfica de estimativa do  $k_{L,a}$  (Jesus et al., 2007).

Em relação à estimativa de parâmetros, o programa utiliza o método de Levenberg-Marquardt como algoritmo de otimização para

determinar o valor de  $k_La$ , que minimiza o erro entre os valores calculados pelo modelo e os dados experimentais (função objetivo com estrutura de mínimos quadrados). A convergência da busca é rápida e, além do valor do parâmetro, o algoritmo também fornece o resíduo do ajuste e o erro padrão associado ao parâmetro, apresentados na Figura 3-6.

O software pode ser utilizado independentemente do método de determinação do  $k_La$  escolhido (por exemplo, método da pressão, método “gassing-out”, método do sulfito) e do tipo de biorreator utilizado. Um dos pontos que realçam sua utilidade é a redução do tempo para a avaliação do biorreator quanto à transferência de massa.

### ***3.4 Parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa***

A seguir são apresentadas as metodologias utilizadas nas determinações dos principais parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa nos sistemas estudados.

#### ***3.4.1. Tempo de mistura***

O tempo de mistura,  $t_m$ , é o tempo necessário para que uma substância se misture igualmente no biorreator. A sua detecção foi obtida através de um ensaio tipo pulso. Quando o valor da variável eleita se estabiliza, o  $t_m$  é determinado. Para a determinação deste parâmetro foi utilizada a técnica do pulso de pH.



No método do pulso de pH, injetou-se soluções de HCl ou NaOH (10 M) e acompanhou-se o comportamento de estabilização desta variável. O  $t_m$  foi obtido como o tempo necessário para que o valor do pH alcançasse 95% de seu valor final. O pulso de pH foi injetado na região de mistura do reator (topo) e a medida foi realizada no centro do tubo concêntrico do reator airlift.

### 3.4.2. Tempo de circulação

O tempo de circulação ( $t_c$ ), diferente do tempo de mistura, é definido como o tempo médio necessário para que um volume de controle substância realize uma circulação completa pelo biorreator. Para a determinação do tempo de circulação utilizou-se o método do pulso de pH. Nesse método, o tempo de circulação foi determinado graficamente como sendo o tempo decorrido entre dois picos adjacentes, como apresentado pela Figura 3-7.

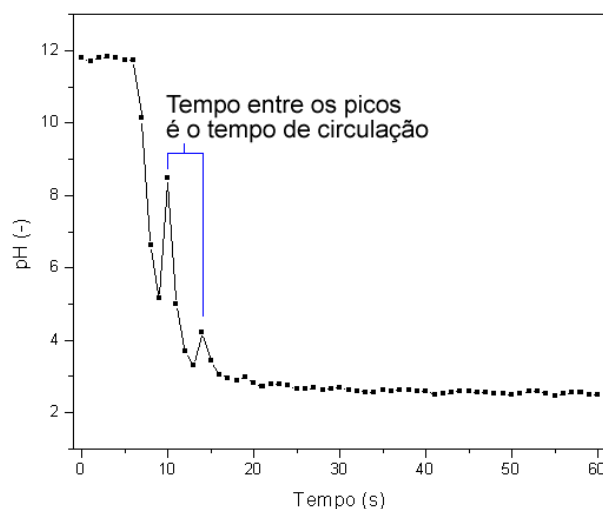


Figura 3-7. Exemplo de pulso de pH para a determinação de tempo de circulação.

Outro método utilizado é o método descrito por Vasconcelos *et al.* (2003), onde uma pequena partícula esférica com densidade de aproximadamente  $1 \text{ g.cm}^{-3}$  é inserida no biorreator sob aeração e cronometrado o tempo de cada volta desta partícula. Após várias medidas, determinou-se a média de tempo para uma volta, sendo este definido com o tempo de circulação do líquido.

Foi utilizada como partícula uma esfera de polipropileno com 9,8 mm de diâmetro, sendo a mesma furada e inserido uma quantidade de estanho em seu interior, de modo a se atingir densidade próxima de  $1 \text{ g.cm}^{-3}$ .

### **3.4.3. Retenção gasosa**

A retenção gasosa tem impacto no projeto do reator, uma vez que o volume total do mesmo para qualquer faixa de condições operacionais depende da retenção gasosa máxima. A retenção gasosa foi determinada por dois métodos distintos: pela técnica de expansão de volume e pelo método manométrico.

O primeiro método consistiu em medidas visuais da altura de líquido não aerado ( $h_L$ ) e da altura da dispersão gás-líquido ( $h_D$ ) com o sistema aerado. A determinação da retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) foi realizada a partir da equação 3-1.

$$\varepsilon_G = \frac{h_D - h_L}{h_D}$$

Eq. 3-1

Para a determinação de retenções gasosas individuais nas regiões de subida ( $\varepsilon_S$ ) e de descida ( $\varepsilon_D$ ) utilizou-se um medidor eletrônico de pressão modelo SC990 T&S Equipamentos Eletrônicos. A equação 3-2 mostra como foi realizado o cálculo das retenções gasosas individuais ( $\varepsilon_i$ ).

$$\varepsilon_i = \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} - \frac{\Delta P}{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d} \quad \text{Eq. 3-2}$$

onde  $\rho_L$  é a densidade do líquido,  $\rho_G$  é a densidade do gás,  $\Delta P$  é a diferença de pressão entre os pontos de tomada, sendo o primeiro ponto de tomada de pressão muito próximo do aspersor e o segundo ponto a uma distância conhecida,  $g$  é a aceleração da gravidade e “d” é a distância entre os pontos de tomada de pressão.

#### **3.4.4. Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio**

A determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio baseou-se no balanço de massa para o oxigênio na fase líquida, dada pela equação 3-3.

$$\frac{dC}{dt} = k_L a (C_S - C) \quad \text{Eq. 3-3}$$

Integrando-se a equação 3-3 e tomando-se como limite inferior de integração  $C=C_0$  e  $t=t_0$ , obtém-se a equação 3-4.

$$C = C_S - (C_S - C_0) \cdot e^{-k_L a \cdot (t - t_0)} \quad \text{Eq. 3-4}$$

A estimativa de  $k_L a$  pela equação 3-4 estaria correta se o eletrodo medisse a concentração real de oxigênio dissolvido. Entretanto, deve-se

levar em conta o atraso da resposta do eletrodo devido ao fato do oxigênio dissolvido no seio do líquido difundir através da membrana do eletrodo que o isola o meio líquido, até da superfície do cátodo, onde o oxigênio é reduzido gerando o fluxo de elétrons.

Aiba *et al.* (1973) propuseram um modelo de primeira ordem com o intuito de corrigir o atraso de resposta do eletrodo, como mostra a equação 3-5.

$$\frac{dC_e}{dt} = k_e \cdot (C - C_e) \quad \text{Eq. 3-5}$$

onde  $k_e (=1/\tau_e)$  é a constante de atraso do eletrodo e  $\tau_e$  é o tempo de resposta do eletrodo.

A integração da equação resultante da substituição da equação 3-5 na equação 3-4 com a condição inicial  $C_e=C_{e0}$  e  $t=t_0$  resulta na equação 3-6:

$$C_e = C_{e0} \cdot e^{-k_e(t-t_0)} + C_{es} \cdot (1 - e^{-k_e(t-t_0)}) + \frac{k_e \cdot (C_{es} - C_0)}{k_e - k_L a} \cdot (e^{-k_e(t-t_0)} - e^{-k_L a(t-t_0)}) \quad \text{Eq. 3-6}$$

O  $k_L a$  foi determinado a partir do ajuste da equação 3-6 aos valores experimentais da concentração de oxigênio dissolvido adquirido pelo eletrodo ( $C_e$ ) ao longo do tempo, utilizando o algoritmo de Marquardt (com 95% de confiança) e conhecendo-se previamente o valor de  $k_e$ .

O  $k_L a$  foi avaliado utilizando-se o método dinâmico e o método do degrau de pressão. Em todos os métodos foi considerado o atraso da resposta do eletrodo (Chisti, 1989). O tempo de resposta do eletrodo ( $\tau_e$ ) foi determinado através de um ensaio degrau. O eletrodo foi equilibrado com nitrogênio até que este indicasse o valor zero. Em seguida retirava-

se o eletrodo da atmosfera de nitrogênio e o introduzia no ar atmosférico. O tempo de resposta é o tempo onde o sinal do eletrodo atinge 63,2% do seu valor máximo. A constante de atraso do eletrodo ( $k_e$ ) foi calculada como sendo o inverso do tempo de resposta. O tempo de resposta obtido pelo eletrodo foi de 10 s e a constante de atraso do eletrodo igual a 0,10  $s^{-1}$ .

No método dinâmico tradicional, o oxigênio foi primeiramente dessorvido da fase líquida no biorreator através do borbulhamento de nitrogênio no meio líquido. Após atingir concentração de oxigênio igual a zero, o fluxo de nitrogênio era interrompido e imediatamente iniciava-se aeração do meio líquido com uma vazão conhecida. O sinal do eletrodo era armazenado ao longo do tempo, o qual aumentava até atingir o valor de saturação ( $C_s$ ). O valor de  $k_L a$  foi determinado ajustando-se a equação 3-6 aos valores armazenados da resposta obtida pelo eletrodo de oxigênio.

No método do degrau de pressão, a mudança na concentração de oxigênio era induzida através de mudança na pressão no biorreator, fechando-se parcialmente uma válvula agulha localizada na tampa do biorreator *airlift* durante a aeração. O degrau de pressão era de aproximadamente 15 kPa, sendo o sinal do eletrodo de oxigênio armazenado ao longo do tempo. Da mesma maneira do método dinâmico tradicional, o valor de  $k_L a$  foi determinado ajustando-se a equação 3-6 aos valores armazenados da resposta obtida pelo eletrodo de oxigênio.

### 3.4.5. Velocidade de cisalhamento

No presente trabalho foi proposta uma nova metodologia para a determinação da velocidade de cisalhamento em biorreatores airlift de circulação interna para fluidos não-Newtonianos.

O método proposto para a estimativa da velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_{av}$ ) baseou-se na análise do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) que foi escolhido como parâmetro característico, uma vez que o cisalhamento é um fenômeno que ocorre na interface gás-líquido em todo biorreator.

A velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ) pode ser calculada a partir da tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) pela lei de Newton (equação 3-7).

$$\dot{\gamma} = \frac{\tau}{\mu} \quad \text{Eq. 3-7}$$

Para fluidos pseudoplásticos e fluidos dilatantes, a relação entre a tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) e a velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ) não é linear, a curva de escoamento é expressa normalmente pelo modelo da lei da potência.

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n \quad \text{Eq. 3-8}$$

Por analogia com os fluidos Newtonianos, a viscosidade aparente ( $\mu_{ap}$ ) para fluidos pseudoplásticos (não-Newtonianos) é definida pela equação 3-9.

$$\mu_{ap} = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \quad \text{Eq. 3-9}$$

O procedimento proposto para a estimativa da velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_{av}$ ) baseou-se no coeficiente volumétrico de

transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) como demonstrado a seguir. Primeiramente, os dados de  $k_L a$  obtidos para fluidos Newtonianos de diferentes viscosidades foram correlacionados com a velocidade superficial do gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) e com a viscosidade dinâmica ( $\mu$ ) de acordo com a equação 3-10.

$$k_L a = \beta \cdot U_{GS}^\theta \cdot \mu^\theta \quad \text{Eq. 3-10}$$

Para os sistemas não-Newtonianos, os dados experimentais de  $k_L a$  foram obtidos para diferentes velocidades superficiais de gás ( $U_{GS}$ ). Considerando que equação 3-10 é válida para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos, a viscosidade na equação 3-10 pode ser substituída pela viscosidade aparente, calculada na equação 3-9. Logo, a equação 3-11 apresenta a velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_{av}$ ) em função da condição de aeração ( $U_{GS}$ ), da transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) e dos parâmetros reológicos  $K$  e  $n$ .

$$\dot{\gamma}_{av} = \left( \frac{1}{K} \right)^{\frac{1}{n-1}} \cdot \left( \frac{k_L a}{\beta \cdot U_{GS}^\theta} \right)^{\frac{1}{\theta \cdot (n-1)}} \quad \text{Eq. 3-11}$$

### 3.4.6. Diâmetro de bolha

No presente trabalho foi proposta uma nova metodologia para estimar o diâmetro de bolha médio ( $d_B$ ) em biorreatores pneumáticos. O método semi-empírico é baseado na “teoria de penetração de Higbie” para estimar  $d_B$ . O método utiliza dados experimentais de retenção gasosa ( $\varepsilon$ ) e coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ )

obtido nas três escalas (2, 5 e 10 dm<sup>3</sup>) de biorreatores airlift de cilindros concêntricos.

A predição do coeficiente convectivo de transferência de oxigênio ( $k_L$ ) no biorreator airlift foi realizada de acordo com o modelo teórico de transferência de massa da teoria de penetração de Higbie.

$$k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \sqrt{\frac{D_L}{t_e}} \quad \text{Eq. 3-12}$$

onde  $D_L$  é a difusividade do oxigênio no líquido e  $t_e$  é o tempo de renovação da superfície, definido de acordo com Shamlou *et al.* (1995) como sendo a relação entre o diâmetro de bolha médio ( $d_B$ ) e a velocidade de deslizamento de líquido ( $u_S$ ).

$$t_e = \frac{d_B}{u_S} \quad \text{Eq. 3-13}$$

Ruen-ngam *et al.* (2008) propuseram a equação 3-14 para o cálculo da velocidade de deslizamento de líquido ( $u_S$ ):

$$u_S = \frac{u_\infty}{(1 - \varepsilon)} \quad \text{Eq. 3-14}$$

Talaia (2008) propôs um novo modelo dado pela equação 3-15 para o cálculo da velocidade terminal de bolha ( $u_\infty$ ), quando o diâmetro da bolha ( $d_B$ ) e as propriedades físicas do líquido e gás são conhecidas.

$$u_\infty = 0,694 \cdot \left( \frac{g \cdot d_B \cdot \Delta\rho}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad \text{Eq. 3-15}$$

A relação entre  $k_L$  e  $d_B$  ( $\psi$ ) foi proposta por Chisti (1989), onde  $\psi$  pode ser obtido experimentalmente utilizando valores experimentais de  $k_L a$  e de retenção gasosa ( $\varepsilon$ ).



$$\frac{k_L}{d_B} = \psi = \frac{k_L a \cdot (1 - \varepsilon)}{6 \cdot \varepsilon} \quad \text{Eq. 3-16}$$

Substituindo a equação 3-15 na equação 3-14 e a equação resultante na equação 3-13 e esta por sua vez na equação 3-12, rearranjando resulta na correlação semi-empírica (ou semi-teórica) dada pela equação 3-17. Este é o modelo proposto para calcular o diâmetro de bolha médio ( $d_B$ ) a partir de dados experimentais de  $k_L a$  e  $\varepsilon$ . Valores de  $k_L$  podem ser calculados a partir da equação 3-16.

$$d_B = \left( \frac{4 \cdot D_L \cdot 0.694}{\pi \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \psi^2} \right)^{2/5} \cdot \left( \frac{g \cdot \Delta \rho}{\rho_L} \right)^{1/5} \quad \text{Eq. 3-17}$$

## 4 Resultados e Discussão

### 4.1 Tempo de circulação ( $t_c$ )

Os tempos de circulação ( $t_c$ ) de líquido foram medidos para os três biorreatores airlift (2, 5 e 10 L) com dois métodos distintos descritos em Materiais e Métodos: o primeiro a partir da medida de tempo da circulação de uma esfera de densidade  $1 \text{ g.cm}^{-3}$  e pelo método de pulso de pH. Todas as medidas foram realizadas com água a  $28^\circ\text{C}$ .

A Tabela 4-1 apresenta os resultados de tempos de circulação médio pelo método da esfera, foram realizadas dez medidas para cada vazão, para os três biorreatores em diferentes velocidades superficiais de gás ( $U_{GS}$ ).

**Tabela 4-1. Tempos de circulação obtidos pelo método da esfera para os três biorreatores (2, 5 e 10 L).**

2 Litros			5 Litros			10 Litros		
$\phi_{ar}$ (vvm)	$U_{GS}$ ( $\text{m.s}^{-1}$ )	$t_c$ (s)	$\phi_{ar}$ (vvm)	$U_{GS}$ ( $\text{m.s}^{-1}$ )	$t_c$ (s)	$\phi_{ar}$ (vvm)	$U_{GS}$ ( $\text{m.s}^{-1}$ )	$t_c$ (s)
0,75	0,011	3,67	0,30	0,006	6,19	0,50	0,011	4,53
1,50	0,021	2,55	0,60	0,011	3,75	1,00	0,021	3,45
2,25	0,032	2,55	1,20	0,023	3,28	1,50	0,032	3,28
3,00	0,042	2,35	1,80	0,034	3,14	2,00	0,042	3,10
3,75	0,053	2,19	2,40	0,045	2,98	2,50	0,053	3,07
4,50	0,063	2,12	3,00	0,057	2,93	3,00	0,063	3,21
5,25	0,074	2,06	3,60	0,068	2,73	3,50	0,074	3,03
6,00	0,084	1,93	4,20	0,079	2,64	4,00	0,085	2,83
6,75	0,095	1,82	4,80	0,091	2,59	4,50	0,095	2,67
7,50	0,105	1,73	5,40	0,102	2,55	5,00	0,106	2,54
8,25	0,116	1,74	6,00	0,113	2,44			

A Figura 4-1 apresenta os dados experimentais de tempo de circulação obtidos pelo método da esfera para os três biorreatores estudados.

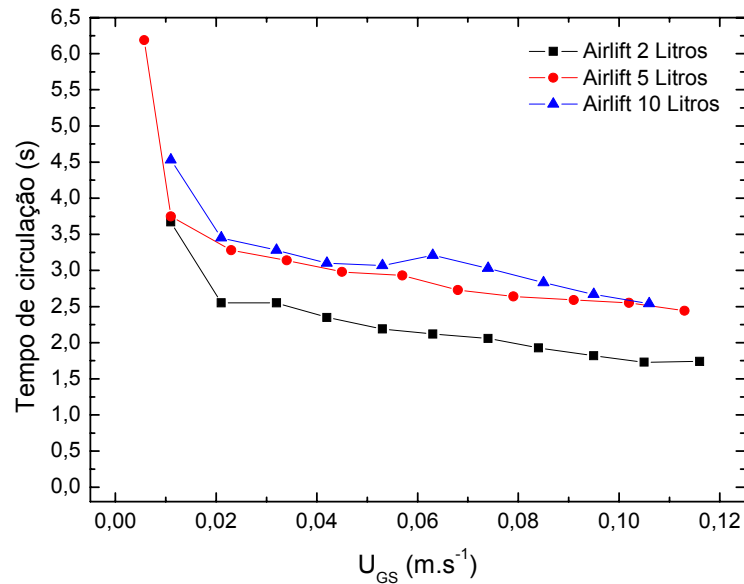


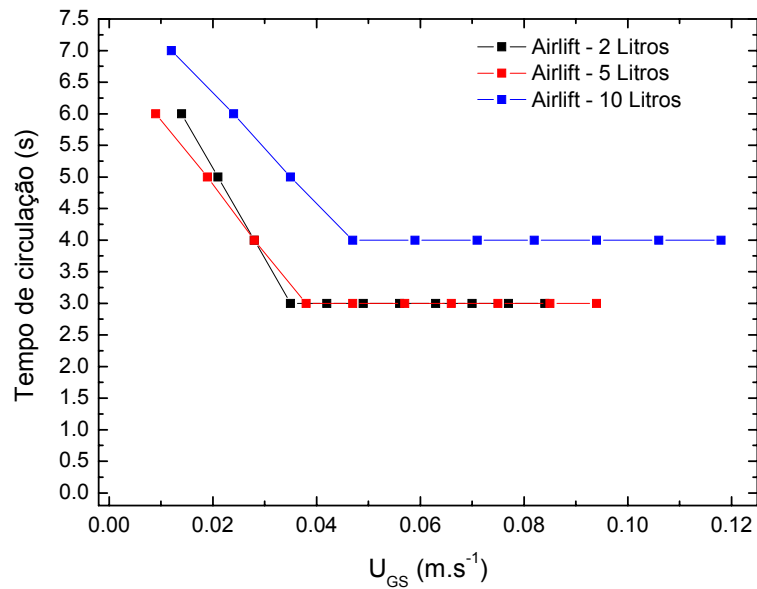
Figura 4-1. Dados experimentais do tempo de circulação obtidos pelo método da esfera, em função de  $U_{GS}$ .

Observa-se que os tempos de circulação para os três biorreatores apresentaram o mesmo tipo de comportamento. Para velocidades superficiais inferiores que  $0,02 \text{ m.s}^{-1}$ , o tempo de circulação decresceu bruscamente e para  $U_{GS}$  superiores a  $0,02 \text{ m.s}^{-1}$ , os tempos de circulação praticamente se estabilizam, com uma pequena queda com o aumento de  $U_{GS}$ , indicando que a partir deste valor, o  $t_c$  é pouco influenciado por  $U_{GS}$ . As escalas de 5 e 10 L apresentaram valores de tempos de circulação bastante próximos para uma mesma velocidade superficial de gás, sendo um pouco inferiores os valores de  $t_c$  obtidos na escala de 2 L.

Os tempos de circulação obtidos pelo método de pulso de pH são apresentados na Tabela 4-2 e na Figura 4-2.

**Tabela 4-2. Tempos de circulação obtidos com o método de pulso de pH para o três biorreatores (2, 5 e 10 Litros).**

2 Litros			5 Litros			10 Litros		
$\phi_{ar}$ vvm	$U_{GS}$ ( $m.s^{-1}$ )	tc (s)	$\phi_{ar}$ vvm	$U_{GS}$ ( $m.s^{-1}$ )	tc (s)	$\phi_{ar}$ vvm	$U_{GS}$ ( $m.s^{-1}$ )	tc (s)
1,0	0,014	6,0	0,5	0,009	6,0	0,5	0,012	7,0
1,5	0,021	5,0	1,0	0,019	5,0	1,0	0,024	6,0
2,0	0,028	4,0	1,5	0,028	4,0	1,5	0,035	5,0
2,5	0,035	3,0	2,0	0,038	3,0	2,0	0,047	4,0
3,0	0,042	3,0	2,5	0,047	3,0	2,5	0,059	4,0
3,5	0,049	3,0	3,0	0,057	3,0	3,0	0,071	4,0
4,0	0,056	3,0	3,5	0,066	3,0	3,5	0,082	4,0
4,5	0,063	3,0	4,0	0,075	3,0	4,0	0,094	4,0
5,0	0,070	3,0	4,5	0,085	3,0	4,5	0,106	4,0
5,5	0,077	3,0	5,0	0,094	3,0	5,0	0,118	4,0
6,0	0,084	3,0						



**Figura 4-2. Tempo de circulação obtidos com o método do pulso de pH em função de  $U_{GS}$ .**

Os dados experimentais obtidos pelos dois métodos apresentaram o mesmo perfil de comportamento e praticamente

estabilizaram-se para  $U_{GS}$  superiores que  $0,04 \text{ m.s}^{-1}$ . Para valores de  $U_{GS}$  superiores a  $0,04 \text{ m.s}^{-1}$ , houve dificuldade com a medidas de  $t_c$  pelo método do pulso de pH, uma vez que a mistura ocorreu na primeira circulação da fase líquida, não havendo mais diferença entre esses valores.

A comparação entre os dois métodos utilizados está ilustrada na Figura 4-3.

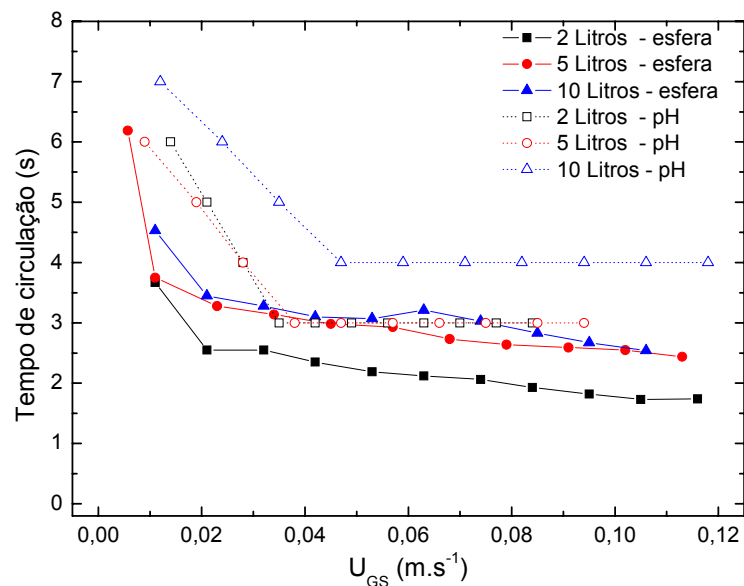


Figura 4-3. Comparação entre o método da esfera e o método do pulso de pH para determinação do tempo de circulação em função de  $U_{GS}$ .

Apesar da menor precisão dos dados do pulso de pH, observa-se que os resultados obtidos pelos dois métodos foram bem próximos.

Mirón *et al.* (2004) realizaram medidas de tempo de circulação em biorreatores airlift de 6 L e encontraram um valor de  $t_c$  de 25 s para  $U_{GS}$  de  $0,06 \text{ m.s}^{-1}$ , muito superior aos apresentados na Figura 4-3. Cabe

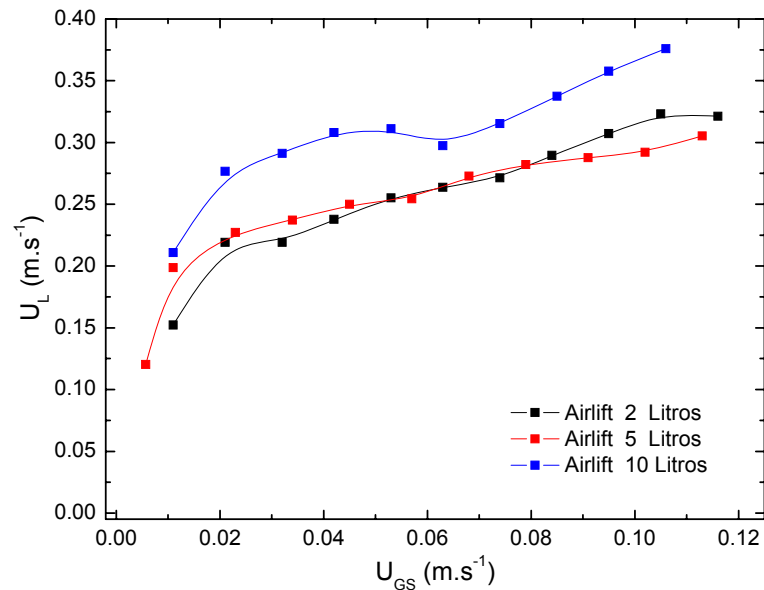
salientar que a geometria dos biorreatores de Mirón *et al.* (2004) eram muito diferentes dos reatores estudados neste trabalho, comprovando que o tempo de circulação é fortemente afetado pela geometria do reator.

Merchuk *et al.* (1996) também apresentaram resultados de um estudo relacionado com o tempo de circulação ( $t_c$ ) em biorreator airlift de 30 L com a relação altura de líquido por diâmetro ( $H_4/D_{e1}$ ) de 11,0 e obtiveram um  $t_c$  de 10 segundos para um  $U_{GS}$  de  $0,04 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , mostrando que além da velocidade superficial de gás ( $U_{GS}$ ) um dos principais fatores é a geometria do reator que interfere no tempo de circulação.

## **4.2 Velocidade de circulação de líquido**

A partir dos resultados experimentais de tempo de circulação e conhecendo a distância percorrida para uma volta completa por uma unidade de volume no interior do biorreator, é possível calcular a velocidade de circulação de líquido ( $U_L$ ). Utilizou-se o método da esfera para calcular a velocidade de circulação de líquido, pois este método apresentou maior precisão nos resultados.

A Figura 4-4 apresenta a velocidade de circulação do líquido em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreator.



**Figura 4-4. Velocidade de circulação de líquido ( $U_L$ ) em função de  $U_{GS}$  para a três escalas de biorreator.**

Os valores de velocidade de circulação também se apresentaram próximos para as três escalas de reatores, sendo os maiores valores obtidos para a escala de 10 L.

Para baixas velocidades superficiais de gás ( $U_{GS} < 0,02$  m.s<sup>-1</sup>), a velocidade de circulação ( $U_L$ ) aumentou significativamente com o aumento de  $U_{GS}$  e para valores de  $U_{GS}$  maiores que 0,02 m.s<sup>-1</sup> o aumento de  $U_L$  com  $U_{GS}$  foi menos intenso. Isto se deve ao fato que o gás não consegue mais transferir quantidade de movimento ao líquido, além da diferença entre as retenções gasosas nas regiões de subida e descida diminuir com o aumento de  $U_{GS}$ , não havendo mais uma diferença significativa entre as densidades nessas duas regiões que é a força motriz para a circulação do líquido. Esta mesma tendência para a velocidade de

circulação de líquido ( $U_L$ ) foi apresentada por Chisti e Haza (2002) que utilizaram um biorreator airlift de circulação interna. Pode-se observar, portanto, comportamentos distintos de  $U_L$  para valores de  $U_{GS}$  menores que  $0,02 \text{ m.s}^{-1}$  e maiores que  $0,02 \text{ m.s}^{-1}$ . Para exemplificar as velocidades de circulação e também mostrar os regimes de circulação a Figura 4-5 apresenta fotografias de biorreator airlift de  $10 \text{ dm}^3$  em várias velocidades superficiais de gás.

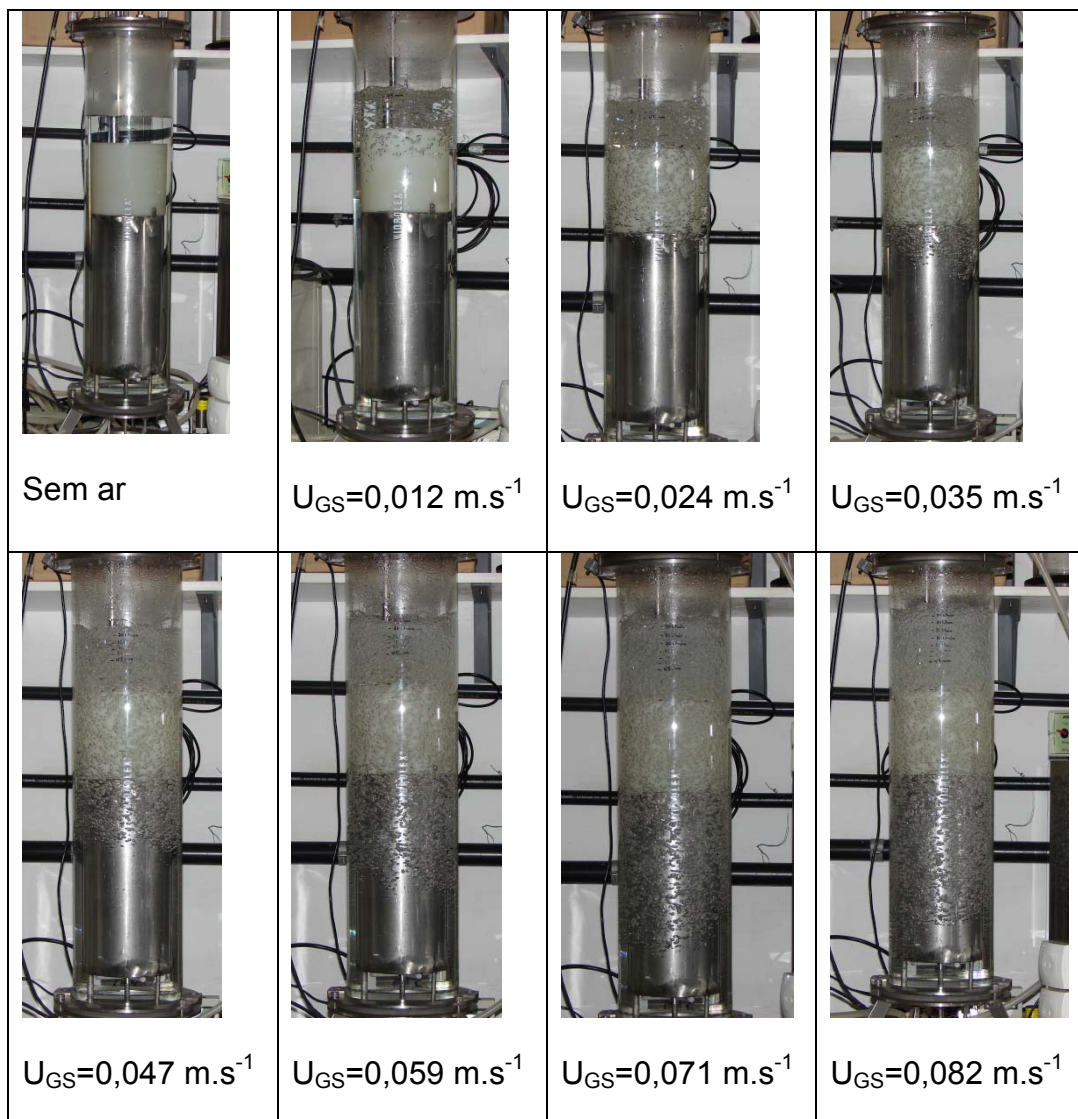


Figura 4-5. Fotografias do biorreator airlift de circulação interna para várias velocidades superficiais de gás.



### 4.3 Tempo de mistura

O tempo de mistura foi determinado a partir do método de pulso de pH e os dados experimentais estão apresentados na Tabela 4-3.

Tabela 4-3. Tempo de mistura para as três escalas de biorreatores.

2 L			5 L			10 L		
$\phi_{ar}$ (vvm)	$U_{GS}$ ( $m.s^{-1}$ )	tm (s)	$\phi_{ar}$ (vvm)	$U_{GS}$ ( $m.s^{-1}$ )	tm (s)	$\phi_{ar}$ (vvm)	$U_{GS}$ ( $m.s^{-1}$ )	tm (s)
1,0	0,014	22,0	0,5	0,009	26,0	0,5	0,012	43,0
1,5	0,021	17,0	1,0	0,019	17,0	1,0	0,024	33,0
2,0	0,028	16,0	1,5	0,028	16,0	1,5	0,035	26,0
2,5	0,035	15,5	2,0	0,038	15,0	2,0	0,047	25,0
3,0	0,042	15,0	2,5	0,047	14,0	2,5	0,059	24,0
3,5	0,049	14,0	3,0	0,057	13,0	3,0	0,071	23,0
4,0	0,056	13,5	3,5	0,066	13,0	3,5	0,082	22,0
4,5	0,063	13,0	4,0	0,075	13,0	4,0	0,094	21,0
5,0	0,070	12,0	4,5	0,085	13,0	4,5	0,106	21,0
5,5	0,077	12,0	5,0	0,094	13,0	5,0	0,118	21,0
6,0	0,084	11,0						

A Figura 4-6 apresenta os tempos de mistura para as três escalas de biorreatores.

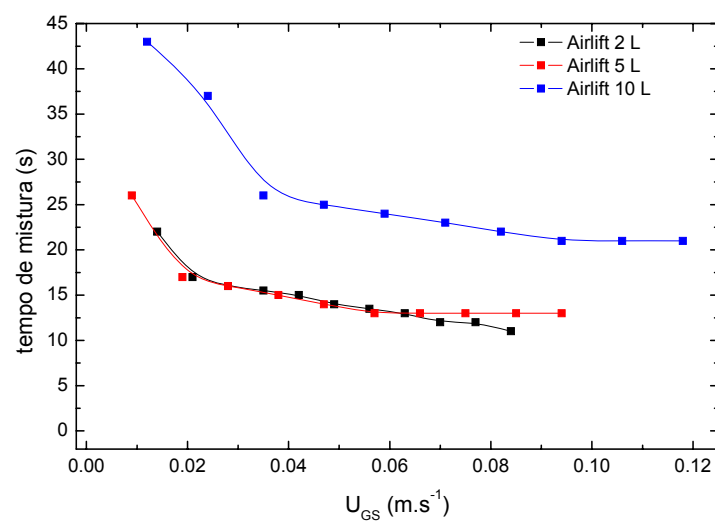


Figura 4-6. Tempo de mistura em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreatores airlift.

O tempo de mistura apresentou o mesmo perfil que o tempo de circulação, tendo os seus valores praticamente estabilizados para valores de  $U_{GS}$  superiores a  $0,04 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ . O reator de 10 L apresentou os maiores tempos de mistura, quando comparados com os das outras duas escalas.

A dependência do tempo de mistura com velocidade superficial do gás está explicitada nas seguintes equações:

$$2 \text{ L} : t_m = 4,936 \cdot U_{GS}^{-0,339} \quad R^2 = 0,95 \quad \text{Eq. 4-1}$$

$$5 \text{ L} : t_m = 5,488 \cdot U_{GS}^{-0,316} \quad R^2 = 0,91 \quad \text{Eq. 4-2}$$

$$10 : t_m = 9,135 \cdot U_{GS}^{-0,350} \quad R^2 = 0,94 \quad \text{Eq. 4-3}$$

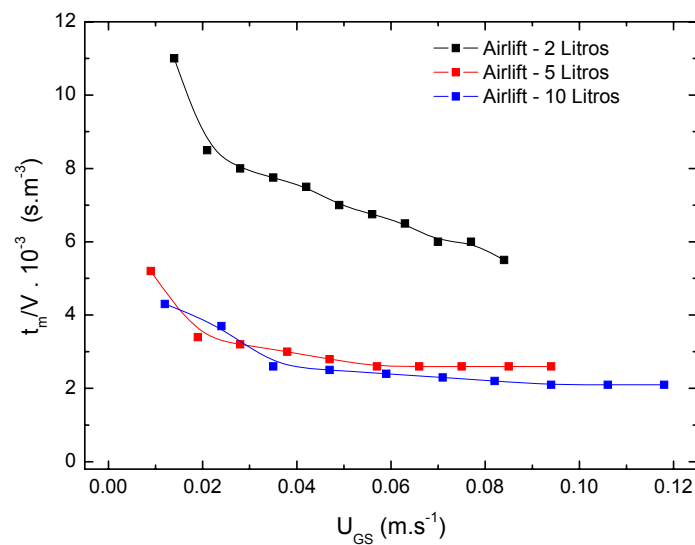
As correlações mostram que o tempo de mistura se relaciona com  $U_{GS}$  elevada à potência de aproximadamente  $-1/3$  para todos os reatores, independentemente da escala.

Choi *et al.* (1996) também relacionaram o tempo de mistura com a velocidade superficial do gás para biorreator airlift de circulação interna de  $0,27 \text{ m}^3$ , com  $H_4/D_{e1}$  de 3,6 e  $A_S/A_D$  de 1,0 e encontraram a correlação dada pela equação 4-4.

$$t_m = 13,714 \cdot U_{GS}^{-0,277} \quad \text{Eq. 4-4}$$

Apesar das diferenças de volume e de razão entre a área de subida e de descida ( $A_S/A_D$ ) em relação aos sistemas utilizados no presente trabalho, a correlação dada pela equação 4-4 é similar às equações 4.1 a 4.3.

Com a intenção de anular a influência do volume de líquido, o tempo de mistura foi normalizado pelo volume de operação do reator (V), sendo os dados apresentados na Figura 4-7.



**Figura 4-7.** Tempo de mistura dividido pelo volume em função de  $U_{GS}$ .

A Figura 4-7 mostra que o tempo de mistura independe do volume do reator, o menor tempo de mistura é obtido para os reatores de 10 e de 5 L, enquanto que o reator de 2 L apresenta o maior tempo de mistura por volume, isto deve-se ao espaço anular do reator ser pequeno e a perda de carga ser alta, no entanto, uma tendência de aproximação com os outros reatores para valores altos de velocidade superficial de gás.

Chisti e Haza (2002) propuseram um biorreator airlift de circulação interna com agitação mecânica, aspersão de gás no espaço anular e impelidores dentro do tubo interno, e determinaram o tempo de mistura

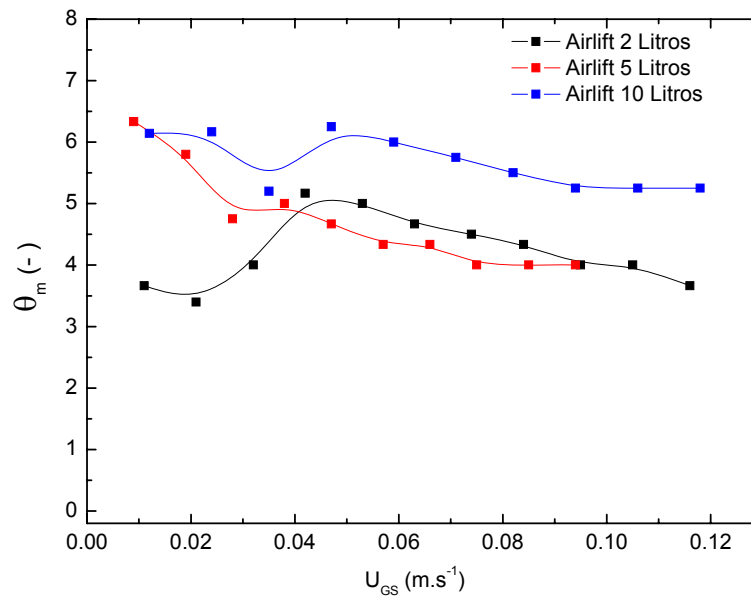
deste equipamento. O volume de trabalho do reator foi de  $1,1 \text{ m}^3$ , relação  $H_4/D_{12}$  de 4 e  $A_S/A_D$  igual a 1,27. Os resultados mostraram que o tempo de mistura para  $U_{GS}$  igual a  $0,085 \text{ m.s}^{-1}$ , sem agitação, foi de 35 segundos, valor baixo proporcional ao seu volume quando comparado com o reator airlift de 10 L que apresentou um valor de 22 segundos para o mesmo valor de  $U_{GS}$  utilizado pelos autores.

Lu *et al.* (2000) estudaram a influência da relação altura-diâmetro ( $H_4/D_{e1}$ ) em biorreatores airlift no tempo de mistura e mostraram que quanto menor a relação  $H_4/D_{e1}$ , menor o tempo de mistura, o que enfatiza a importância da geometria do reator na mistura do meio reacional.

Bando *et al.* (1998) pesquisaram os efeitos das dimensões e da viscosidade do fluido no tempo de mistura de biorreatores airlift e concluíram que a melhor relação  $D_{12}/D_{e1}$  foi de 0,6, exatamente a mesma relação das três escalas de biorreatores do presente trabalho.

O  $\theta_m$  é o adimensional de tempo de mistura, definido como o tempo de mistura ( $t_m$ ) dividido pelo tempo de circulação ( $t_c$ ). Em outras palavras,  $\theta_m$  expressa o número de voltas para que ocorra mistura completa no reator. O  $\theta_m$  é geralmente utilizado para avaliar a influência da geometria do reator no tempo de mistura (Chisti, 1989).

A Figura 4-8 ilustra o gráfico de  $\theta_m$  em função de  $U_{GS}$ , comprovando que o adimensional  $\theta_m$  varia muito pouco com a velocidade superficial de gás. Ainda, a semelhança geométrica entre os três reatores resulta em valores de  $\theta_m$  praticamente constantes.



**Figura 4-8. Adimensional de tempo de mistura ( $\theta_m$ ) em função de  $U_{GS}$ .**

Mirón *et al.* (2004), trabalhando com um biorreator airlift de circulação interna de 6 L, observaram que  $\theta_m$  flutuou na faixa de 4 a 8. Os autores propuseram uma correlação para estimar o número de Bodenstein ( $Bo$ ) que relaciona os efeitos de mistura e a dispersão axial do fluido. Esta correlação está apresentada pela equação 4-5.

$$Bo = 10,1 \cdot \frac{t_m}{t_C} \quad \text{Eq. 4-5}$$

A correlação ajustou-se muito bem aos dados experimentais dos autores. No entanto, a mesma não é recomendada para estimar  $Bo$  nos reatores utilizados no presente trabalho, pois a relação altura-diâmetro do equipamento original era igual a 12, enquanto que as escalas de reatores empregados no presente trabalho apresentam uma relação altura-diâmetro de 3,5.

O número de Bodenstein é um importante adimensional para avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator, sendo o reator considerado um tanque de mistura perfeita quando  $Bo < 0,1$  e um reator de fluxo pistonado quando  $Bo > 20$ .

#### **4.4 Retenção Gasosa**

O conhecimento da retenção gasosa em várias condições de operação é essencial para o projeto e operação de um reator multifásico como é o caso do biorreator airlift (Chisti e Moo-Young, 1988).

A fração volumétrica de gás no reator ou retenção gasosa é um parâmetro essencial para a construção do reator, pois a retenção gasosa determina o tempo de residência do gás no líquido e, em combinação com o tamanho da bolha, controla a área interfacial gás-líquido e define a transferência de massa da fase gasosa para a fase líquida. A retenção gasosa predetermina o volume total do reator para a sua construção, daí a necessidade de se conhecer a retenção gasosa máxima (Chisti e Moo-Young, 1988).

Para as escalas de três biorreatores airlift estudadas foram medidas as retenções gasosas global ( $\varepsilon_G$ ), na região de subida ( $\varepsilon_S$ ) e na região de descida ( $\varepsilon_D$ ) para a água a 28 °C.

A partir dos dados de  $\varepsilon_S$ ,  $\varepsilon_D$ ,  $A_S$  e  $A_D$  foi possível estimar a retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) utilizando a equação 4-6 proposta por Chisti (1989), exata para biorreatores airlift de circulação interna.

$$\varepsilon_G = \frac{A_S \cdot \varepsilon_S + A_D \cdot \varepsilon_D}{A_S + A_D}$$

Eq. 4-6

As Figuras 4-9, 4-10 e 4-11, apresentam os resultados de retenção gasosa para o biorreatores airlift de 10, 5 e 2 L, respectivamente.

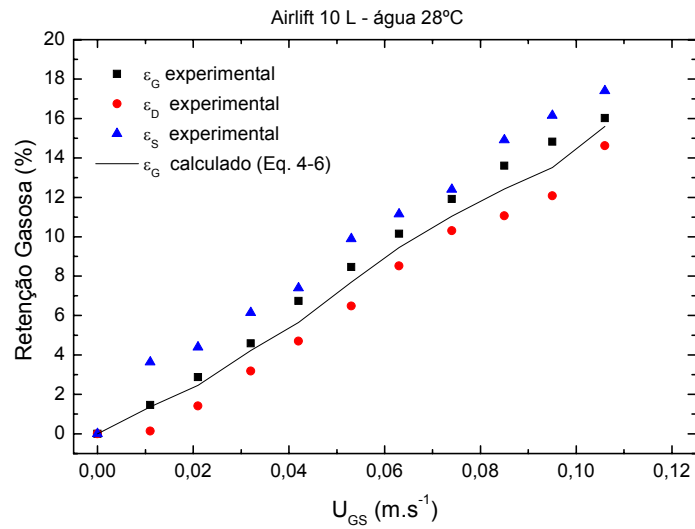


Figura 4-9. Retenção gasosa em função de  $U_{GS}$  para a escala de 10 L.

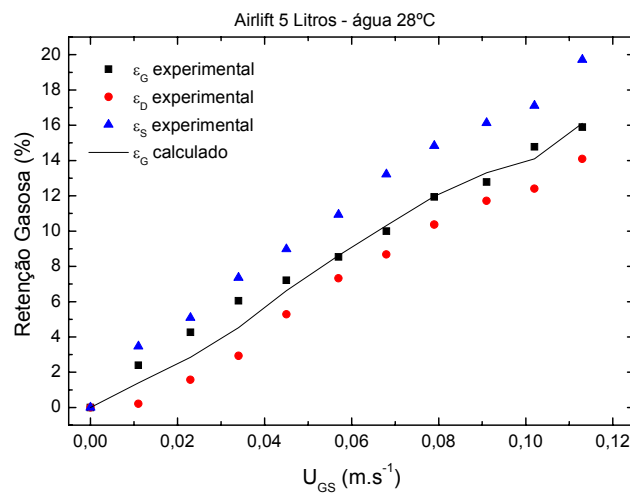


Figura 4-10. Retenção gasosa em função de  $U_{GS}$  para a escala de 5 L.

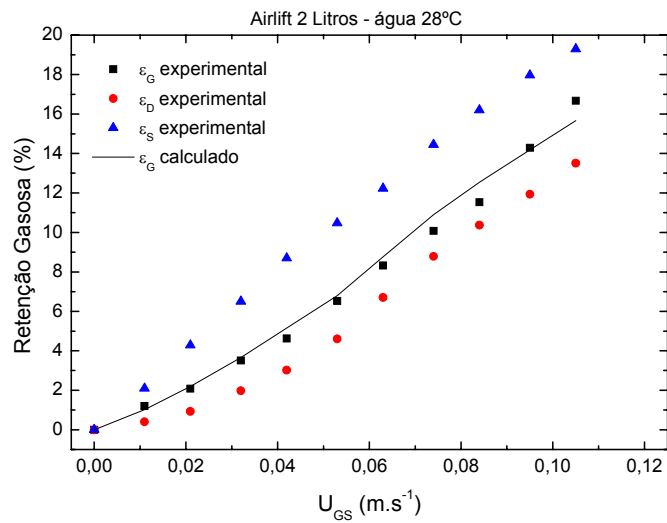


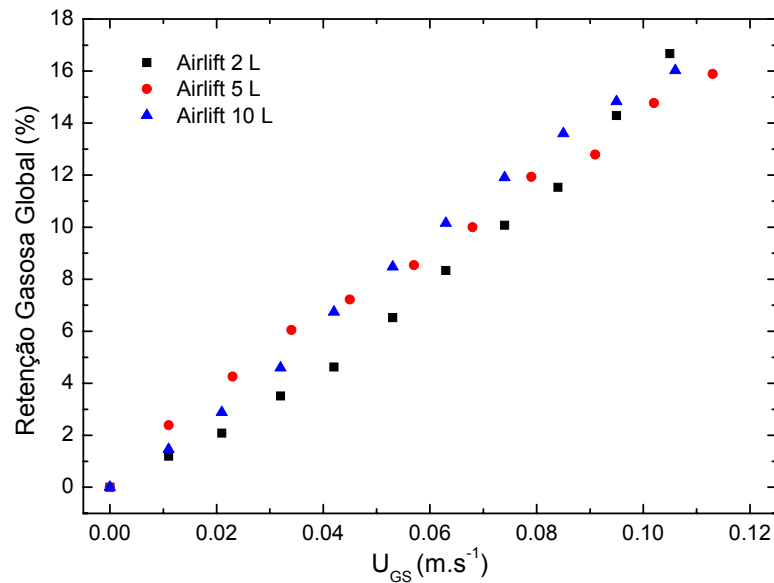
Figura 4-11. Retenção gasosa em função de  $U_{GS}$  para a escala de 2 L.

Os valores de retenção gasosa global calculados pela equação 4-6 apresentaram-se bastante próximos dos valores de retenção gasosa global experimental para as três escalas estudadas, o que comprova a qualidade dos dados experimentais e a adequação do modelo.

Para baixos valores de  $U_{GS}$  quase toda a fração de gás presente no reator está na região de subida, definindo o regime de circulação tipo I. Aumentando-se  $U_{GS}$ , a retenção gasosa global divide-se na região de subida e descida, mas  $\epsilon_S$  é sempre maior que o  $\epsilon_D$ , alcançando-se subsequentemente os regimes de circulação tipo II e III, respectivamente.

A Figura 4-12 ilustra a comparação da retenção gasosa global em função de  $U_{GS}$  para as três escalas.





**Figura 4-12. Retenção gasosa global em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de reatores airlift.**

A retenção gasosa global praticamente não apresentou grande variação para as três escalas, atingindo um valor máximo de 17%, para  $U_{GS}$  máximos em torno de  $0,11 \text{ m.s}^{-1}$ . Conclui-se, portanto, que mantendo-se a semelhança geométrica, a retenção gasosa não é influenciada pelo tamanho do reator nessa faixa de volume.

Chisti e Moo-Young (1988) propuseram a equação 4-7 que descreve a retenção gasosa global em função apenas de  $U_{GS}$ . Esta equação é aplicável para biorreatores tipo coluna de bolhas e airlift. Os autores trabalharam com biorreator coluna de bolhas utilizando um sistema ar-água.

$$\varepsilon_G = \eta \cdot U_{GS}^\omega$$

**Eq. 4-7**

Neste estudo Chisti e Moo-Young (1988) explicaram a teoria e o mecanismo de determinação das constantes  $\eta$  e  $\omega$ , e propuseram o valor de  $\omega$  igual à 1,0, obtendo boa concordância com os dados experimentais. Utilizando os dados experimentais da Figura 4-12 para as três escalas, o modelo proposto foi ajustado obtendo-se a equação 4-8.

$$\varepsilon_G = 158,3 \cdot U_{GS}^{1,02} \quad R^2=0,97 \quad \text{Eq. 4-8}$$

Observa-se que o valor de  $\omega$  foi o mesmo obtido por Chisti e Moo-Young (1988), comprovando que o valor teórico de  $\omega$  pode ser utilizado neste trabalho independentemente da escala do biorreator.

Juraščík *et al.* (2006) estudaram a retenção gasosa em três diferentes escalas de biorreatores airlift de circulação interna (12, 40 e 195 dm<sup>3</sup>) com configurações geométricas semelhantes. Os autores utilizaram uma correlação semi-empírica originalmente proposta por Bello *et al.* (1985) para ajuste aos dados experimentais. A correlação é apresentada pela equação 4-9:

$$\varepsilon_G = C_1 \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-1} \cdot U_{GS}^{2/3} \quad \text{Eq. 4-9}$$

O valor da constante  $C_1$  obtida para os três reatores airlift foi muito próximo de 1,0 e o modelo mostrou bom ajuste aos dados experimentais de Juraščík *et al.*(2006). O modelo original proposto por Bello *et al.* (1985) não se ajustou muito bem com os dados experimentais do presente trabalho. Logo, uma modificação foi proposta na correlação para um melhor ajuste. A equação 4-10 apresenta a correlação modificada obtida a partir do ajuste dos dados experimentais.

$$\varepsilon_G = 0,19 \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-2} \cdot U_{GS}^1 \quad (R^2=0,98) \quad \text{Eq. 4-10}$$

A diferença entre os dois modelos propostos ocorreu em virtude das diferentes relações geométricas dos reatores utilizados nos dois trabalhos. Enquanto os reatores utilizados por Juraščík *et al.* (2006) apresentaram as seguintes relações geométricas:  $10 < \text{altura/diâmetro} < 12$  e  $0,95 < A_D/A_S < 1,23$ ; no presente trabalho as relações foram as seguintes:  $\text{altura/diâmetro} = 3,5$  e  $1,68 < A_D/A_S < 1,84$ . Os resultados mostram que a geometria do reator tem considerável influência na retenção gasosa em biorreatores airlift.

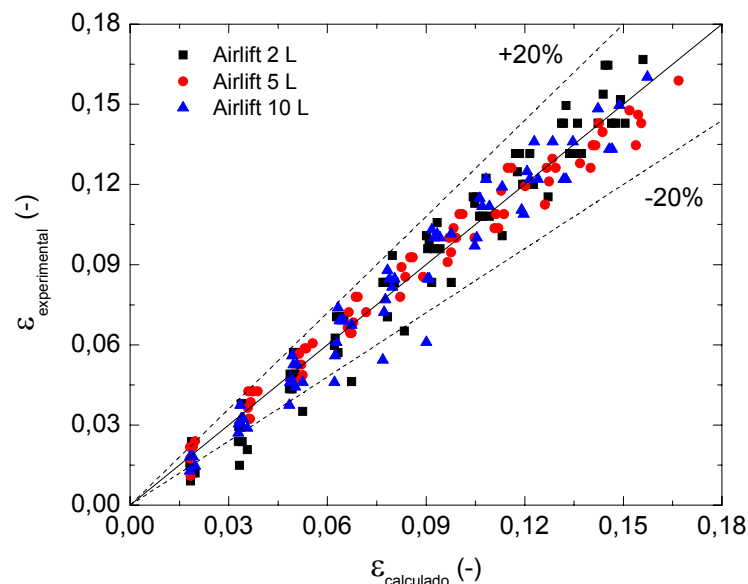
Para o estudo do efeito da viscosidade na retenção gasosa foram realizados experimentos com oito diferentes tipos de fluidos Newtonianos (água e sete soluções de glicerol). A velocidade superficial de gás ( $U_{GS}$ ) variou na faixa de 0 até  $0,11 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ . A partir dos dados experimentais de retenção gasosa para cada fluido foi proposta uma correlação baseada no trabalho de Shariati *et al.* (2007). A correlação utilizada está apresentada pela equação 4-11.

$$\varepsilon_G = 0,994 \cdot U_{GS}^{0,916} \cdot \mu^{-0,03} \quad R^2=0,96 \quad \text{Eq. 4-11}$$

Os fluidos Newtonianos não apresentaram grandes variações de retenção gasosa para diferentes viscosidades. Isto pode ser observado pelo valor do expoente da viscosidade ser muito próximo a zero. O valor da potência de  $U_{GS}$  manteve-se muito próximo ao valor previsto por Chisti and Moo-Young (1988) que é 1,0. Para Shariati *et al.* (2007) o valor da potência da viscosidade foi de -0,355, diferente do valor obtido no

presente trabalho. Isto ocorreu em decorrência dos diferentes tipos de fluidos utilizados por Shariati *et al.* (2007) (água e emulsão de água-diesel). Entretanto, o valor do expoente de  $U_{GS}$  encontrado no presente trabalho de 0,916 foi muito próximo ao valor encontrado por Shariati *et al.* (2007) de 1,06. O comportamento da retenção gasosa para fluidos Newtonianos está em concordância com os resultados propostos por Koide *et al.* (1983), onde a retenção gasosa não variou significativamente com o aumento da viscosidade.

Para visualizar a qualidade do ajuste da equação 4-11 aos valores experimentais, a Figura 4-13 mostra que a grande maioria dos pontos estão dentro de faixa de erro de 20%.



**Figura 4-13. Comparação entre valores calculados (equação 4-11) e experimentais de retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ) para fluidos Newtonianos nas três escalas de reatores airlift.**

Observa-se que  $\varepsilon_G$  não apresentou grande variação entre as três escalas para fluidos, atingindo o valor máximo de 17% de retenção gasosa, independente da escala do reator. Logo, para uma ampla faixa de viscosidades, mantendo-se a similaridade geométrica dos reatores, a retenção gasosa não foi influenciada pela escala do reator.

Medidas de retenção gasosa também foram realizadas para as três escalas de reatores airlift e seis soluções de goma xantana. Diferentemente dos fluidos Newtonianos, a  $\varepsilon_G$  diminuiu com o aumento da viscosidade aparente. As medidas de retenção gasosa foram correlacionadas pela equação 4-12.

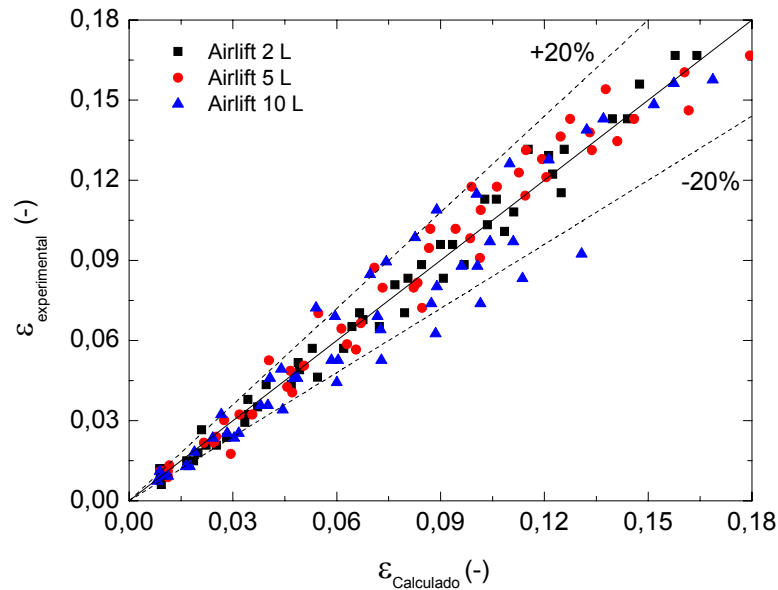
$$\varepsilon_G = 0,148 \cdot U_{GS}^{1,113} \cdot \mu_{ap}^{-0,386} \quad R^2 = 0,96 \quad \text{Eq. 4-12}$$

Godbole *et al.* (1984) propuseram um modelo que descreve a retenção gasosa em função de  $U_{GS}$  e da viscosidade dinâmica aparente ( $\mu_{ap}$ ) para soluções de carboximetilcelulose (CMC). A viscosidade aparente foi calculada a partir do trabalho de Nishikawa *et al.* (1977) para biorreatores tipo coluna de bolhas. A correlação dada pela equação 4-13 obtida no trabalho de Godbole *et al.* (1984) mostra que o aumento de  $\mu_{ap}$  influencia negativamente a retenção gasosa, mas em menor proporção do que no presente trabalho. Isto se deve ao fato que diferentes metodologias foram utilizadas para determinar a viscosidade aparente.

$$\varepsilon_G = 0,207 \cdot U_G^{0,60} \cdot \mu_{ap}^{-0,19} \quad \text{Eq. 4-13}$$

A comparação entre valores de retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) calculados pela equação 4-12 e experimentais para fluidos não-Newtonianos estão apresentados na Figura 4-14. Observa-se o ótimo

ajuste entre os dados experimentais e aqueles calculados pela correlação (equação 4-12).



**Figura 4-14.** Comparação entre valores de  $\varepsilon_G$  calculados (equação 4-13) e experimentais para fluidos não-Newtonianos nas três escalas de reatores airlift.

Li *et al.* (1995) utilizaram fluidos não-Newtonianos (soluções de CMC) para o estudo de retenção gasosa em biorreatores airlift. Os autores evidenciaram que o aumento da viscosidade aparente resultou em decréscimo nas retenções gasosas nas regiões de subida e descida, como pode se visualizar nas equações 4-14 e 4-15, respectivamente.

$$\varepsilon_S = 0,441 \cdot U_{GS}^{0,841} \cdot \mu_{ap}^{-0,135} \quad \text{Eq. 4-14}$$

$$\varepsilon_D = 0,297 \cdot U_{GS}^{0,935} \cdot \mu_{ap}^{-0,107} \quad \text{Eq. 4-15}$$

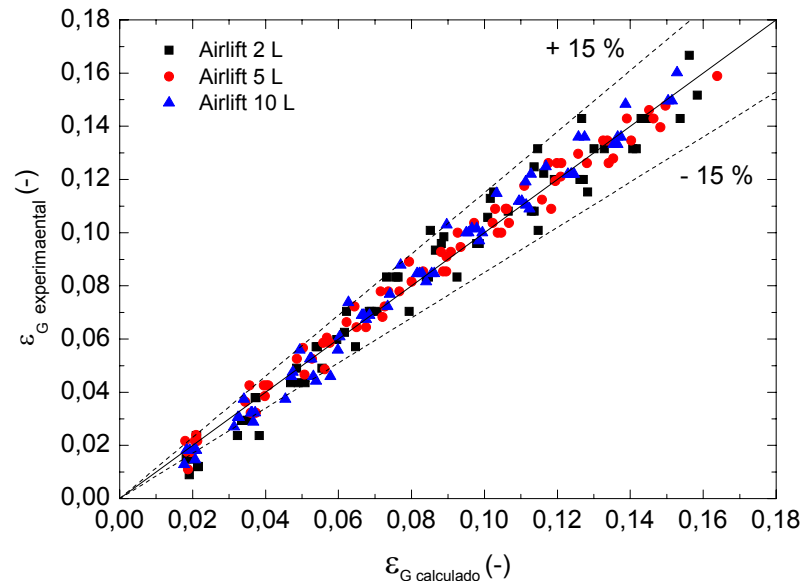
A diminuição da retenção gasosa com o aumento da viscosidade é resultado do tipo de escoamento (“slug flow” ou “churn turbulent flow”) e também da alta coalescência que acontece em fluidos não-Newtonianos, sendo que este tipo de escoamento não acontece com fluidos Newtonianos. As propriedades da fase líquida têm um grande impacto na formação das bolhas e em sua tendência de coalescência que é um importante fator para a retenção gasosa (Li e Prakash, 1997).

Para o melhor entendimento do efeito de cada parâmetro como o diâmetro do tubo interno, a velocidade superficial de gás, a viscosidade do líquido, a tensão superficial e a difusividade do oxigênio no líquido na retenção gasosa nas três escalas diferentes de biorreator airlift foi utilizada a análise dimensional. Baseou-se no trabalho de Akita e Yoshida (1973) que propuseram análise dimensional para correlacionar  $\varepsilon_G$  em biorreator tipo coluna de bolhas, utilizando os adimensionais Froude (Fr), Galileo (Ga) e Bond (Bo). Adicionou-se mais o adimensional Schmidt (Sc) para compor a correlação baseada em números adimensionais do presente trabalho. A correlação obtida para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos nas formas compacta e expandida é dada pelas equações 4-16 e 4-17.

$$\varepsilon_G = 10^{-4} \cdot Fr^{0,98} \cdot Sc^{0,47} \cdot Bo^{-0,40} \cdot Ga^{0,42} \quad R^2=0,97 \quad \text{Eq. 4-16}$$

$$\varepsilon_G = 10^{-4} \cdot \left( \frac{U_{GS}}{\sqrt{g \cdot D_I / 2}} \right)^{0,98} \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_I} \right)^{0,47} \cdot \left( \frac{g \cdot D_I^2 \cdot \rho_L}{\sigma} \right)^{-0,40} \cdot \left( \frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_I^3}{\mu_L^2} \right)^{0,42} \quad \text{Eq. 4-17}$$

Para visualizar a qualidade do ajuste da equação 4-16 ou 4-17, a Figura 4-15 ilustra a comparação entre os valores de retenção gasosa global calculados e experimentais.



**Figura 4-15** Comparação entre valores de  $\varepsilon_G$  calculados e experimentais para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos nas três escalas de reatores airlift.

A equação 4-16 ou 4-17 correlacionou 97% dos pontos experimentais com menos de 15% de erro, mostrando o ótimo ajuste do modelo proposto a os dados experimentais. O bom ajuste independeu da escala do reator estudado.

A faixa das condições experimentais foram  $0,011 < Fr < 0,143$ ;  $297,0 < Sc < 27544,5$ ;  $410,1 < Bo < 1509,7$ ;  $1,4 \cdot 10^7 < Ga < 1,8 \cdot 10^{10}$  e  $0,009 < \varepsilon_G < 0,17$ , com 258 pontos experimentais. O parâmetro operacional que apresentou maior influência na retenção gasosa global foi a



velocidade superficial do gás, representada no adimensional número de Froude (Fr).

Os valores dos expoentes da equação 4-16 ou 4-17 são diferentes daqueles apresentados por Akita e Yoshida (1973), excluindo o valor do expoente do adimensional Froude que foi próximo de 1,0 para ambos os trabalhos, mostrando que existe uma relação linear entre  $U_{GS}$  e  $\epsilon_G$ . A diferença nos valores dos outros expoentes é devido à inclusão de mais um número adimensional na correlação e também ao fato que diferentes tipos de reatores foram estudados em cada trabalho.

Koide *et al.* (1983) e Gavrilesco e Tudose (1998) também utilizaram análise dimensional para relacionar a retenção gasosa em biorreatores airlift. Assim como no trabalho de Akita e Yoshida (1973), os outros trabalhos apresentaram o mesmo valor para o adimensional número de Froude (Fr). Os demais valores não coincidiram com os encontrados no presente trabalho.

A análise dimensional mostrou-se muito importante no estudo de retenção gasosa, pois descreveu muito bem o comportamento da retenção gasosa, até mesmo melhor que outras correlações de literatura para diferentes tipos de fluidos e escalas de biorreatores.

## **4.5 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ )**

### **4.5.1 Escolha do método de $k_La$**

A primeira parte desta etapa do trabalho foi a escolha do método mais adequado de determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio ( $k_La$ ). Foram avaliados o método dinâmico (MD) e o método da variação de pressão (MP), bem como comparados os resultados obtidos pelos mesmos. O método de oxidação do sulfito de sódio foi descartado. Como já demonstrado em trabalho anterior (Cerri *et al.* 2005), este método superestima os valores de  $k_La$ , pois água com sulfito de sódio forma uma solução não-coalescente, aumentando muito a área interfacial de troca gás-líquido e, por conseqüência, o  $k_La$ .

Foram realizadas duas medidas de  $k_La$  variando-se a velocidade superficial de gás no biorreator airlift de 5 L. A primeira medida de  $k_La$  foi realizada utilizando o método dinâmico (MD), utilizado em trabalhos anteriores no laboratório de Engenharia Bioquímica da UFSCar. Em seguida foram obtidos valores de  $k_La$  pelo método de variação de pressão (MP), baseado no trabalho de Blažej *et al.* (2004).

Os resultados estão apresentados na Tabela 4-4 e na Figura 4-16.

Tabela 4-4. Dados de  $k_{La}$  obtidos pelos métodos dinâmico (MD) e da variação de pressão (MP) em reator de 5 L.

Vazão de ar (L.min <sup>-1</sup> )	Vazão específica de ar (vvm)	$U_{gs}$ (m.s <sup>-1</sup> )	$k_{La}$ (MD) (s <sup>-1</sup> )	$k_{La}$ (MP) (s <sup>-1</sup> )
2,5	0,5	0,0094	0,0127	0,0122
5,0	1,0	0,0189	0,0217	0,0220
7,5	1,5	0,0283	0,0271	0,0263
10,0	2,0	0,0377	0,0337	0,0317
12,5	2,5	0,0472	0,0358	0,0382
15,0	3,0	0,0566	0,0438	0,0430
17,5	3,5	0,0660	0,0541	0,0502
20,0	4,0	0,0755	0,0584	0,0574
22,5	4,5	0,0849	0,0665	0,0680
25,0	5,0	0,0943	0,0727	0,0743

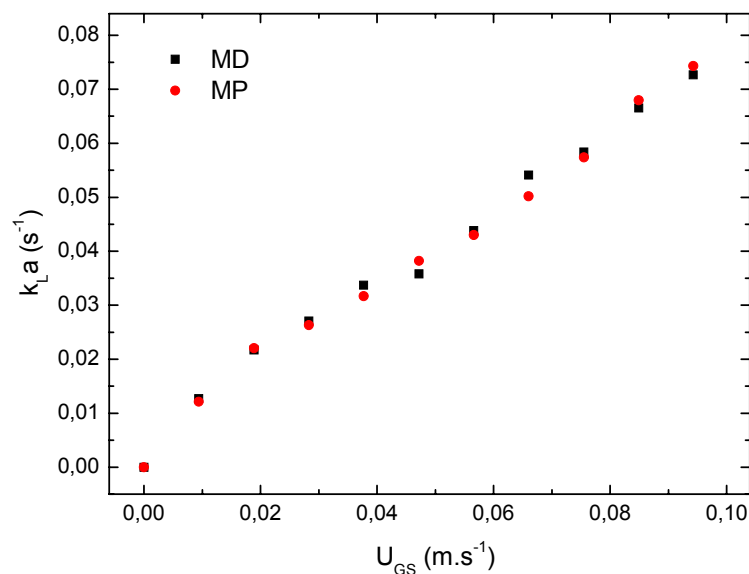


Figura 4-16. Comparação entre valores experimentais  $k_{La}$  obtidos pelos métodos dinâmico (MD) e da variação da pressão (MP).

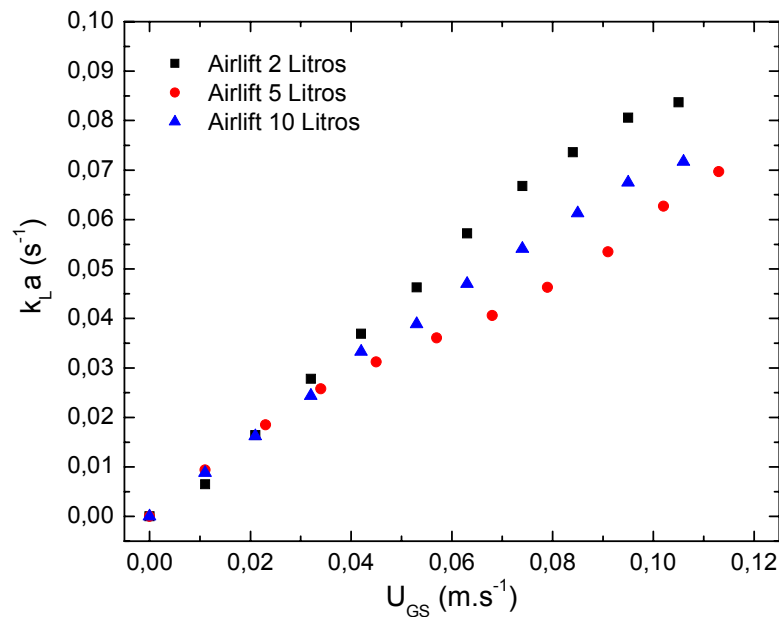
Observando-se a Figura 4-16 conclui-se que os valores experimentais de  $k_{La}$  obtidos pelos dois métodos estudados não apresentaram diferença importante para a faixa de  $U_{GS}$ . O método do

degrau de pressão (P) no biorreator mostrou-se confiável, rápido e de baixo custo quando comparado ao método dinâmico tradicional (MD) sendo, portanto, o escolhido para a seqüência do trabalho. Os resultados obtidos corroboram com os de Blažej *et al.* (2004), onde os erros entre os dois métodos apresentaram valores menores que 10%. Os dois métodos apresentaram valores de  $k_{L,a}$  muito semelhantes, logo a escolha do método do degrau de pressão baseou-se na facilidade e economia do mesmo. O método da variação de pressão (MP), além de ser bastante rápido, permite a determinação de  $k_{L,a}$  tanto na fase de pressurização quanto na de despressurização do sistema e não impõe nenhum gasto com reagentes nem com gases especiais, como é o caso do método dinâmico que utiliza gás nitrogênio para obter concentração de oxigênio igual a zero.

#### **4.5.2 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para fluidos Newtonianos**

Utilizando o método da variação de pressão foram obtidos e comparados valores de  $k_{L,a}$ , inicialmente, para as três escalas de biorreatores utilizando água a 28°C como fase líquida.

A Figura 4-17 ilustra os dados de  $k_{L,a}$  em função de  $U_{GS}$  para os três biorreatores airlift operados com água.



**Figura 4-17. Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) em função da velocidade superficial do gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) para as três escalas de reatores operados com água a 28°C como fase líquida.**

As três curvas de  $k_La$  mostraram-se muito semelhantes até  $U_{GS}=0,03 \text{ m.s}^{-1}$ . Acima deste valor de  $U_{GS}$ , os valores de  $k_La$  divergiram, para as três escalas estudadas, sendo obtidos os maiores valores de  $k_La$  para o biorreator de 2 L e os menores para a escala de 5 L.

Alguns pesquisadores correlacionam dados de  $k_La$  utilizando equações do tipo da equação 4-18, com duas constantes  $\beta$  e  $\phi$ , que dependem da escala de operação, das dimensões do sistema e das propriedades físicas da mistura gás-líquido (Chisti, 1989).

$$k_La = \beta \cdot U_{GS}^\phi$$

**Eq. 4-18**

Ajustando-se a equação 4-18 aos dados experimentais obtidos, foram geradas as equações que seguem para as três escalas:

$$2 \text{ L : } \quad k_L a = 0,760 \cdot U_{GS}^{0,954} \quad R^2=0,99 \quad \text{Eq. 4-19}$$

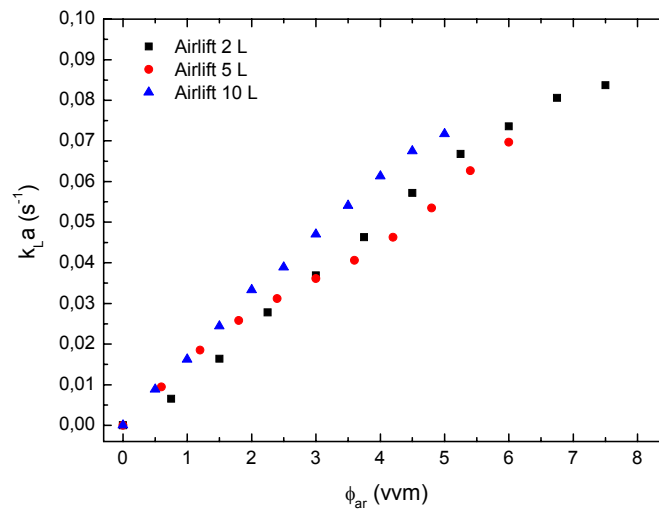
$$5 \text{ L : } \quad k_L a = 0,440 \cdot U_{GS}^{0,864} \quad R^2=0,99 \quad \text{Eq. 4-20}$$

$$10 \text{ L : } \quad k_L a = 0,550 \cdot U_{GS}^{0,898} \quad R^2=0,99 \quad \text{Eq. 4-21}$$

As equações 4-19, 4-20 e 4-21 mostram que o comportamento do reator de 2 L divergiu dos demais, pois as constantes  $\beta$  e  $\varphi$  foram muito superiores que a dos outros dois reatores estudados.

Shah *et al.* (1982) propuseram o mesmo modelo para descrever o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) num biorreator coluna de bolhas com 0,2 m de diâmetro e 2 metros de altura utilizando ar e água como fluidos de estudo e obtiveram  $\beta=0,467$  e  $\varphi=0,820$ , respectivamente. Observa-se que os valores das constantes obtidas para os reatores de 5 e 10 L foram muitos próximos dos obtidos por Shah *et al.* (1982).

A Figura 4-18 apresenta os dados de  $k_L a$  em função da vazão específica de ar ( $\phi_{ar}$ ) para as três escalas estudadas, sendo que  $\phi_{ar}$  é dado em vvm (volume de ar por volume de meio por minuto ou  $\phi_{ar}=Q_{ar}/V$ ). Logo as medidas de  $k_L a$  em função de  $\phi_{ar}$  deveriam ser independentes do volume do reator.



**Figura 4-18.**  $k_{La}$  em função da vazão específica de ar para as três escalas de reatores airlift.

Os valores de  $k_{La}$  em função de  $\phi_{ar}$  mostraram-se muito próximos, praticamente não havendo diferença para valores de  $\phi_{ar}$  até 2,5 vvm. Acima desse valor de  $\phi_{ar}$ , os valores de  $k_{La}$  obtidos no reator de 10 L foram superiores àqueles obtidos nos reatores de 2 e 5 L. Maiores valores de  $k_{La}$  para o maior volume de reator é um bom indicativo para o aumento de escala deste tipo de reator, quando o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio for o fator primordial de eficiência do reator, utilizado como critério de aumento de escala.

Blažej *et al.* (2004) estimaram o  $k_{La}$  para um biorreator airlift de circulação interna de 40 L com diâmetro externo de 0,157 m, diâmetro do tubo interno de 0,106 m e altura de 1,75 m. Os autores obtiveram um valor de  $k_{La}$  de 0,04 s $^{-1}$  para sistema coalescente com  $U_{GS}$  de 0,05 m.s $^{-1}$ , utilizando o método de variação de pressão, sendo um valor próximo ao

obtido nos três biorreatores airlift, com o mesmo valor de  $U_{GS}$ , utilizando o sistema ar-água que é um sistema coalescente.

Chisti e Haza (2002) determinaram o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em um biorreator airlift de circulação interna com agitação no interior do tubo interno com volume de operação de 1,5 m<sup>3</sup>. Obtiveram um valor de  $k_La$  de 0,008 s<sup>-1</sup> operando com  $U_{GS}$  de 0,1 m.s<sup>-1</sup> sem agitação e a 260 rpm obtiveram o dobro de  $k_La$  para o mesmo valor de  $U_{GS}$ . No presente trabalho, para o mesmo valor de  $U_{GS}$  nos três biorreatores airlift utilizados foi obtido um valor aproximado de  $k_La$  de 0,07 s<sup>-1</sup>, sendo este valor muito superior ao obtido por Chisti e Haza (2002).

Gourich *et al.* (2005) pesquisaram a hidrodinâmica de um biorreator airlift tipo split. O reator consistia de uma coluna de seção quadrada de 0,2 x 0,2 m e altura de 2 m. O valor de  $k_La$  foi de 0,03 s<sup>-1</sup> para um valor de  $U_{GS}$  de 0,05 m.s<sup>-1</sup> num sistema ar-água, sendo um valor próximo a os resultados obtidos nos reatores do presente trabalho em que se obteve um valor de  $k_La$  de 0,04 s<sup>-1</sup> para o mesmo  $U_{GS}$ .

Segundo Moo-Young *et al.* (1987), o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) depende da velocidade superficial de gás, da geometria do reator e também das propriedades físicas do fluido. A viscosidade do fluido tem um efeito muito significativo na transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida. Para ilustrar este efeito foram determinados valores de  $k_La$  para fluidos Newtonianos com diferentes viscosidades nas três escalas de biorreatores (2, 5 e 10 L). As Figuras 4-19, 4-20 e 4-21 ilustram o efeito da viscosidade no  $k_La$ .



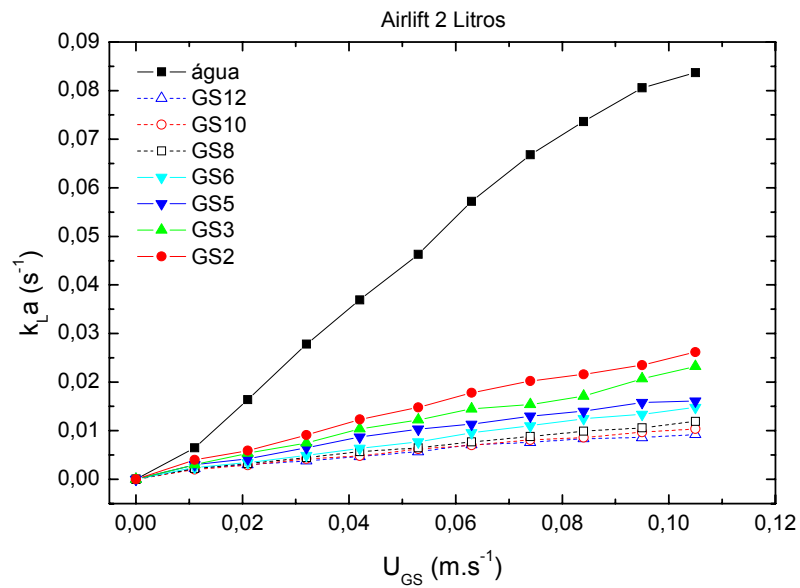


Figura 4-19.  $k_L a$  em função de  $U_{GS}$  para os fluidos Newtonianos (biorreator de 2 L).

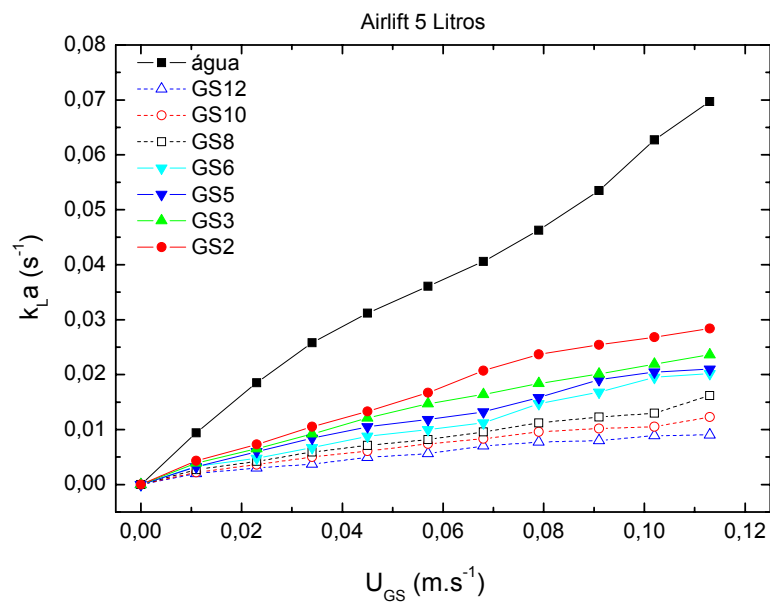
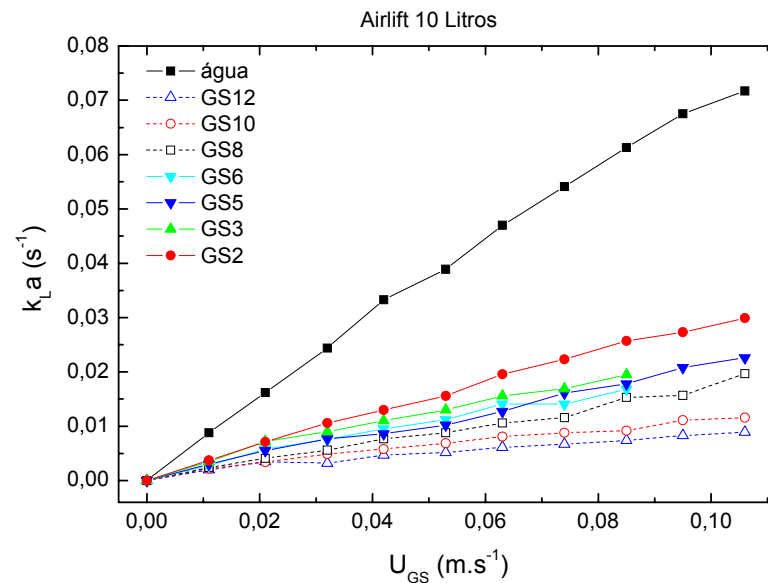


Figura 4-20.  $k_L a$  em função de  $U_{GS}$  para os fluidos Newtonianos (biorreator de 5 L).



**Figura 4-21.**  $k_{La}$  em função de  $U_{GS}$  para os fluidos Newtonianos (biorreator de 10 L).

Pode-se observar que o  $k_{La}$  foi muito afetado pelo aumento da viscosidade do fluido. Para exemplificar, no reator de 10 L o  $k_{La}$  apresentou valor de  $0,037 \text{ s}^{-1}$  para água ( $\mu = 0,84 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ) com  $U_{GS}$  de  $0,05 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e, para uma solução de glicerol 3 vezes mais viscosa (SG2 com  $\mu = 2,75 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ), para o mesmo valor de  $U_{GS}$  o  $k_{La}$  apresentou um valor 60% menor ( $0,015 \text{ s}^{-1}$ ), provando que o aumento da viscosidade influencia fortemente dificultando a transferência do oxigênio para a fase líquida.

Mehrnia *et al.* (2005) pesquisaram a transferência de oxigênio em biorreatores airlift de tubos concêntricos de 24 L com fluidos à base de petróleo, mostrando que a viscosidade também influenciou nas medidas de  $k_{La}$ . Os autores propuseram uma correlação para demonstrar os

efeitos da velocidade superficial do gás e da viscosidade no  $k_La$ , como apresentado na equação 4-22.

$$k_La = 0,235 \cdot U_{GS}^{0,757} \cdot \mu^{-0,110} \quad \text{Eq. 4-22}$$

Esta correlação descreveu bem 85% dos pontos experimentais com erro máximo de 20%. Para efeito comparativo o mesmo tipo de correlação foi ajustado aos valores experimentais obtidos nas escalas de 2, 5 e 10 L, obtendo-se as equações 4-23, 4-24, 4-25.

$$2 \text{ L : } \quad k_La = 0,0014 \cdot U_{GS}^{0,930} \cdot \mu^{-0,879} \quad R^2=0,991 \quad \text{Eq. 4-23}$$

$$5 \text{ L : } \quad k_La = 0,0049 \cdot U_{GS}^{0,858} \cdot \mu^{-0,634} \quad R^2=0,992 \quad \text{Eq. 4-24}$$

$$10 \text{ L : } \quad k_La = 0,0043 \cdot U_{GS}^{0,891} \cdot \mu^{-0,682} \quad R^2=0,990 \quad \text{Eq. 4-25}$$

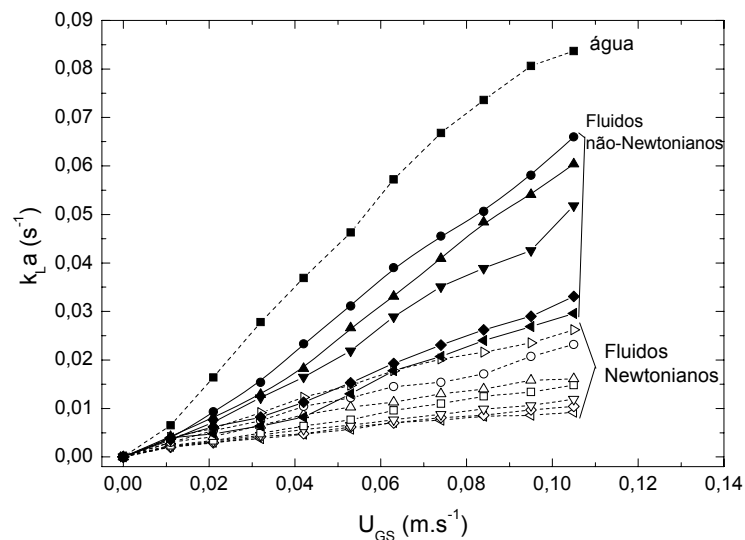
Como esperado, o  $k_La$  é positivamente afetado por  $U_{GS}$  e negativamente pela viscosidade dinâmica ( $\mu$ ), como mostra os sinais dos expoentes de  $U_{GS}$  e  $\mu$  que apresentam sinais contrários mas mesma ordem de magnitude.

O efeito da viscosidade para os três biorreatores foi muito maior que o citado por Mehrnia *et al.* (2005), quase se equiparando com o efeito da velocidade superficial de gás no reator de 2 L, comprovando que a viscosidade não pode ser descartada para o estudo do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em biorreatores deste gênero.

Estudos de transferência de oxigênio em biorreatores pneumáticos utilizando fluidos não-Newtonianos sempre se referenciam um trabalho clássico de Nishikawa *et al.* (1977), na qual uma correlação é proposta para estimar a velocidade de cisalhamento em função da velocidade superficial do gás ( $U_G$ ). A metodologia utilizada no presente

trabalho para determinar a velocidade de cisalhamento foi proposta por Cerri *et al.* (2008), a partir da qual foi possível calcular a viscosidade aparente de fluidos não-Newtonianos como descrito anteriormente.

Foram também realizados experimentos para determinar o valor de  $k_L a$  em sistemas com fluidos não-Newtonianos (soluções de goma xantana). Para efeito comparativo a Figura 4-22 ilustra os valores experimentais de  $k_L a$  em função da velocidade superficial de gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) obtidos na escala de 2 L operada com fluidos Newtonianos e não-Newtonianos.



**Figura 4-22** Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) em função da velocidade superficial de gás ( $U_{GS}$ ) em biorreator airlift de 2 L para fluidos Newtonianos e Não-Newtonianos: (—■—) água, (---◁---) GS12, (---◇---) GS10, (---▽---) GS8, (---□---) GS6, (---△---) GS5, (---○---) GS3, (---▷---) GS2, (—●—) XGS05, (—▲—) XGS10, (—▼—) XGS15, (—◆—) XGS20, and (—◀—) XGS25.

Os valores de  $k_L a$  variaram entre 0,005 e 0,065  $s^{-1}$  para as soluções de goma xantana com concentrações entre 0,05 e 0,25%  $m.v^{-1}$  e  $U_{GS}$  entre 0 e 0,105  $m.s^{-1}$ . Na faixa experimental estudada, os valores de  $k_L a$  foram maiores nos sistemas com fluidos não-Newtonianos.

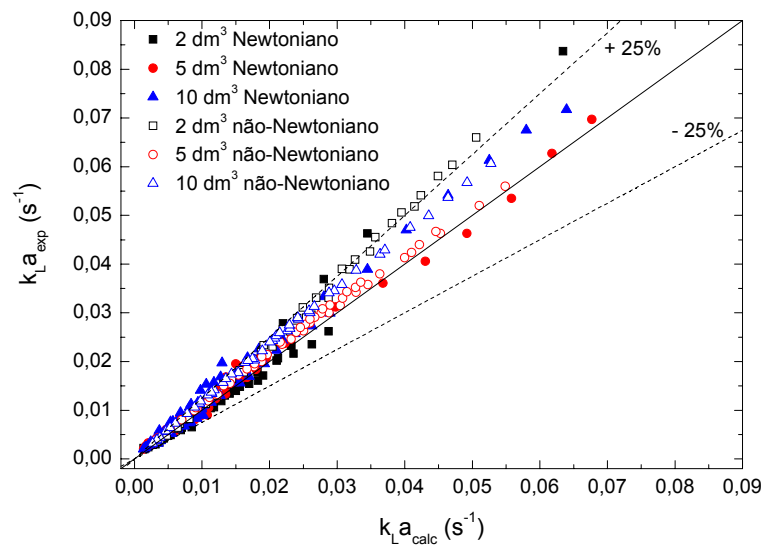
Shariati *et al.* (2007) investigaram a transferência de oxigênio em biorreator airlift de circulação interna utilizando fluidos à base de petróleo (emulsão de água e diesel). Os autores observaram uma forte influência da viscosidade do líquido no  $k_L a$  e obtiveram a correlação dada pela equação 4-26, originalmente proposta por Deckwer *et al.* (1982), que relaciona o  $k_L a$  com  $U_{GS}$  e a viscosidade cinemática ( $\nu = \mu/\rho$ ).

$$k_L a = 1,552 \cdot 10^{-4} \cdot U_{GS}^{0,935} \cdot \nu^{-0,683} \quad \text{Eq. 4-26}$$

A correlação proposta por Shariati *et al.* (2007) foi utilizada para correlacionar os dados experimentais obtidos no presente trabalho para as três escalas de biorreator airlift utilizando fluidos Newtonianos e não-Newtonianos. Pode-se observar na equação 4-27 que os valores dos expoentes de  $U_{GS}$  e  $\nu$  encontrados por Shariati *et al.* (2007) e o presente trabalho foram muito próximos.

$$k_L a = 2,0 \cdot 10^{-5} \cdot U_{GS}^{0,891} \cdot \nu^{-0,720} \quad R^2=0,97 \quad \text{Eq. 4-27}$$

O ajuste da equação 4-27 aos dados experimentais estão mostrados na Figura 4-23. A equação 4-26 correlacionou 97% dos valores experimentais com menos de 25% de erro, mostrando um bom ajuste do modelo proposto.



**Figura 4-23 Comparação entre os valores calculados (equação 4-27) e experimentais de  $k_L a$  para as três escalas de biorreatores airlift utilizando fluidos Newtonianos e não-Newtonianos**

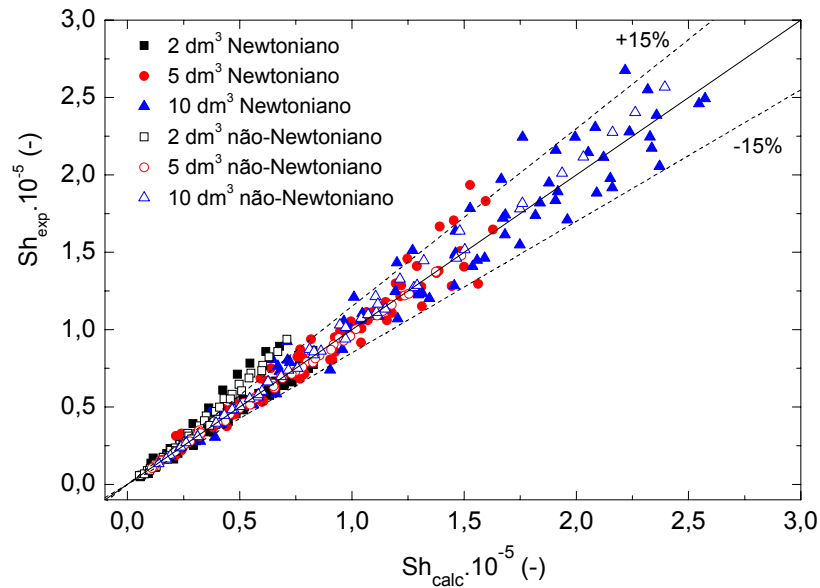
Godbole *et al.* (1984) investigaram a transferência de oxigênio em soluções viscosas não-Newtonianas em biorreatores tipo coluna de bolhas. Os autores concluíram que o efeito da viscosidade foi muito maior que o efeito de  $U_G$  para soluções não-Newtonianas. Resultados semelhantes foram observados nos estudos de Popovic e Robinson (1993) e de Li *et al.* (1995). Diferentemente dos resultados obtidos nos trabalhos anteriores, o presente trabalho mostra que o efeito da viscosidade aparente foi similar ao efeito de velocidade superficial de gás ( $U_{GS}$ ) no  $k_L a$ . Isto provavelmente se deve à utilização de diferentes metodologias nos trabalhos para estimar a viscosidade aparente dos fluidos não-Newtonianos.

Os efeitos da geometria do reator, velocidade superficial do gás ( $U_{GS}$ ), densidade de líquido ( $\rho_L$ ), viscosidade do líquido ( $\mu_L$ ), tensão superficial ( $\sigma_L$ ) e difusividade do oxigênio na água ( $D_L$ ) no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) foram estudadas nas três escalas de biorreator airlift (2, 5, e 10 L) utilizando oito fluidos Newtonianos e cinco fluidos não-Newtonianos. A correlação baseada em análise dimensional foi proposta originalmente por Akita e Yoshida (1973) para diferentes escalas de biorreator tipo coluna de bolhas. A correlação relaciona o adimensional Sherwood modificado ( $Sh$ ) com Schmidt ( $Sc$ ), Galileo ( $Ga$ ), Bond ( $Bo$ ) e com a retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ), sendo também adicionado o adimensional número de Froude ( $Fr$ ). Para o ajuste foram utilizados 358 dados experimentais. A faixa de experimental dos número adimensionais foram as seguintes:  $4921 < Sh < 256768$ ;  $0,011 < Fr < 0,143$ ,  $297 < Sc < 27544$ ,  $410 < Bo < 1510$ ,  $1,4 \cdot 10^7 < Ga < 1,8 \cdot 10^{10}$  e  $0,009 < \varepsilon_G < 0,170$ . As equações 4-28 e 4-29 apresentam as correlações nas formas expandida e condensada.

$$\left( \frac{k_L a \cdot D_L^2}{D_L} \right) = 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot \left( \frac{U_{GS}}{\sqrt{g \cdot D_L}} \right)^{0,642} \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{0,779} \cdot \left( \frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_L^3}{\mu_L^2} \right)^{0,673} \cdot \left( \frac{g \cdot D_L^2 \cdot \rho_L}{\sigma} \right)^{0,245} \cdot \varepsilon_G^{0,200} \quad \text{Eq. 4-28}$$

$$Sh = 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot Fr^{0,642} \cdot Sc^{0,779} \cdot Ga^{0,673} \cdot Bo^{0,245} \cdot \varepsilon_G^{0,200} \quad R^2=0,98 \quad \text{Eq. 4-29}$$

A Figura 4-24 ilustra a ótima qualidade do ajuste, sendo que a diferença entre os pontos calculados e experimentais foram menores que 15%.



**Figura 4-24.** Comparação entre os valores calculados e experimentais do adimensional Sherwood para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos para as três escalas de biorreator.

O bom ajuste para uma ampla faixa de dados experimentais é provavelmente resultado da similaridade geométrica entre as escalas. Como o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) é usualmente utilizado como critério de variação de escala para processos microbiológicos, a correlação apresentada pelas equações 4-28 e ou 4.29 é muito funcional para definir condições operacionais em uma nova escala, mantendo-se o  $k_L a$  constante.

Pode-se observar que quanto mais complexa é a correlação, melhor é a qualidade do seu ajuste. Apesar de sua simplicidade, a correlação proposta por Deckwer *et al.* (1982) apresentou um bom ajuste, praticamente igual à proposta por Akita e Yoshida (1973) que necessita



do conhecimento de mais variáveis. Entretanto, se a intenção é o uso da correlação para o projeto e aumento de escala de um reator airlift, é mais conveniente o uso da correlação proposta por Akita e Yoshida (1973) que relaciona os números adimensionais.

Negligenciando a influência das propriedades físicas e rearranjando a equação 4-28, a dependência do  $k_L a$  em relação ao diâmetro interno do tubo interno ( $D_{I2}$ ) do reator e a velocidade superficial do gás é reduzida a:

$$k_L a \propto D_{I2}^{0,17} \cdot U_{GS}^{0,84} \quad \text{Eq. 4-30}$$

Akita e Yoshida (1973) também observaram comportamento similar em biorreatores tipo coluna de bolhas. O valor do expoente de  $D_{I2}$  de 0,17, foi exatamente o mesmo valor encontrado no trabalho de Akita e Yoshida (1973), onde a faixa do diâmetro interno foi de 0,15 e 0,60 m. De acordo com a equação 4-29, a influência do diâmetro interno do reator no  $k_L a$  é importante para seu aumento de escala, pois quanto maior o diâmetro característico ( $D_{I2}$ ) maior será o  $k_L a$ . Logo, para escalas maiores de reatores a transferência de oxigênio pode ser alcançada com uma menor condição de aeração.

#### **4.6 Velocidade de cisalhamento em biorreatores airlift operados com fluidos não Newtonianos**

Os efeitos da viscosidade no  $k_L a$  nas diferentes escalas de biorreatores airlift foram estimados com base nas equações 4-23, 4-24 e 4-25.

Similarmente ao procedimento com os fluidos Newtonianos, os dados experimentais de  $k_L a$  foram obtidos para seis diferentes fluidos não-Newtonianos (soluções de goma xantana, XGS). A Figura 4-25 ilustra a variação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) com  $U_{GS}$  para os fluidos não-Newtonianos utilizados. Os pontos experimentais de  $k_L a$  em função de  $U_{GS}$  para as soluções de goma xantana para os reatores de 5 e 10 L foram obtidas experimentalmente, mas utilizadas apenas para o cálculo da velocidade de cisalhamento.

Como esperado, o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) diminui com o aumento da concentração de goma xantana ou da viscosidade do fluido.

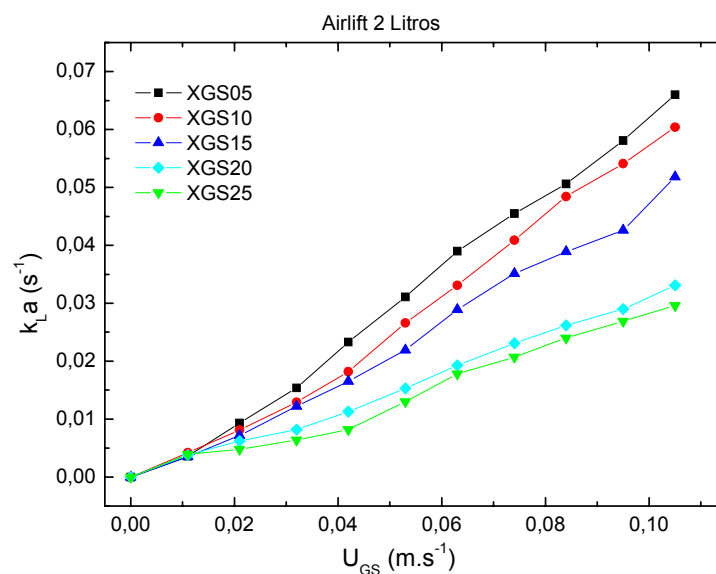


Figura 4-25.  $k_L a$  em função de  $U_{GS}$  para diferentes soluções de goma xantana na escala de 2 L.

Com os dados de  $k_L a$  para os fluidos não-Newtonianos, as constantes  $\beta$ ,  $\varphi$  e  $\theta$  da equação 3-10 estimadas para os três biorreatores (equações 4-19, 4-20 e 4-21) foi possível estimar a velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_{av}$ ) a partir da equação 3-11.

As Figuras 4-26, 4-27 e 4-28 ilustram as velocidades médias de cisalhamento em função de  $U_{GS}$  para os biorreatores airlift de 2, 5 e 10 L, operados com diferentes fluidos não-Newtonianos.

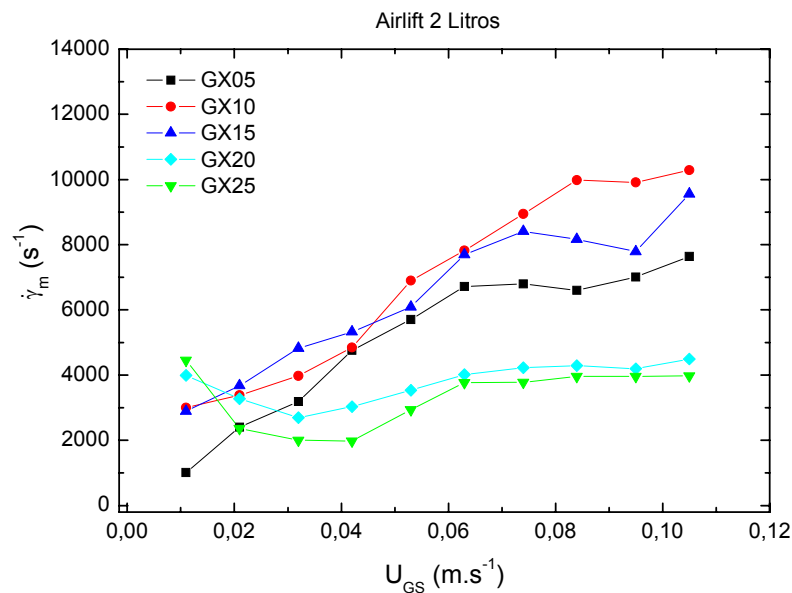


Figura 4-26. Velocidade de cisalhamento média em função de  $U_{GS}$  para diferentes soluções de goma xantana na escala de 2 L.

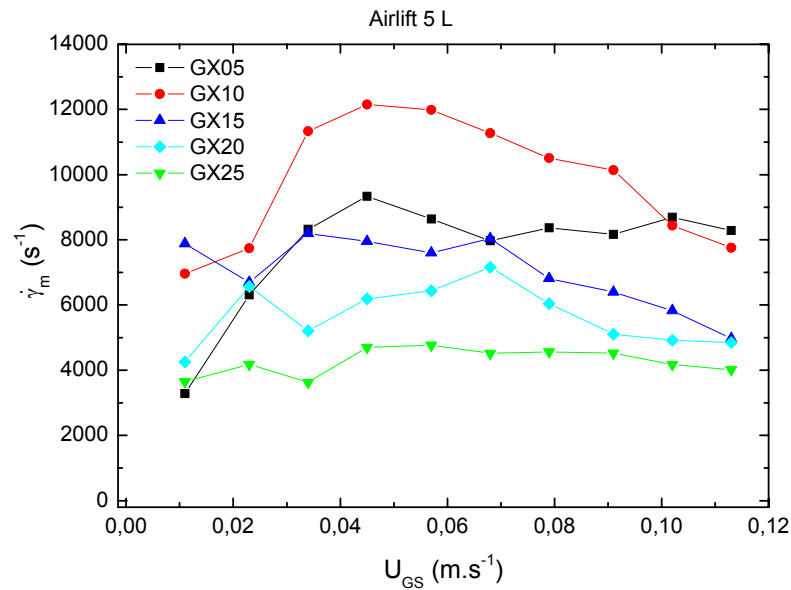


Figura 4-27. Velocidade de cisalhamento média em função de  $U_{GS}$  para diferentes soluções de goma xantana na escala de 5 L.

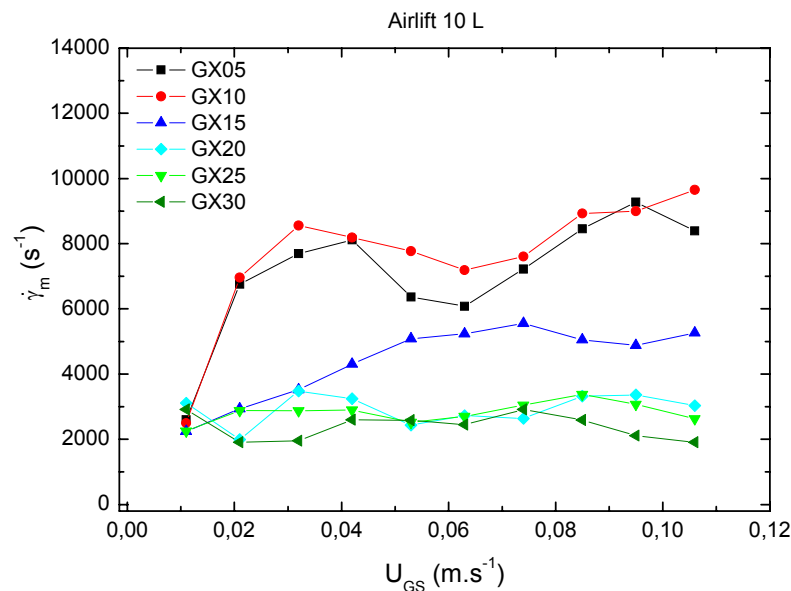


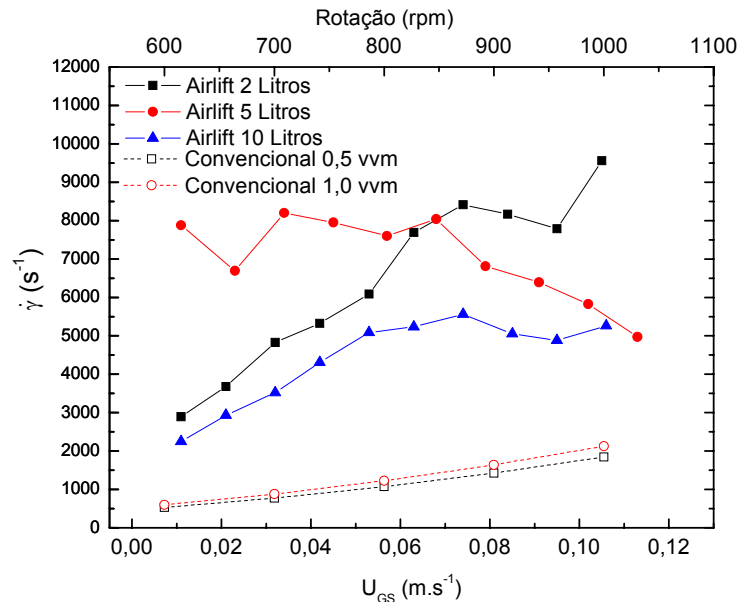
Figura 4-28. Velocidade de cisalhamento média em função de  $U_{GS}$  para diferentes soluções de goma xantana na escala de 10 L.

Para todas as soluções de goma xantana, a velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) estimada pela metodologia proposta aumenta com aumento de  $U_{GS}$ . Para o reator de 2 L, o aumento de  $\dot{\gamma}_m$  ocorreu em toda a faixa de estudo de  $U_{GS}$ , mas para os reatores de 5 e 10 L,  $\dot{\gamma}_m$  aumenta até atingir um patamar e depois decresce como no caso do reator de 5 L, ou se estabiliza como no reator de 10 L.

Observa-se que com o aumento do índice de consistência (K) há uma diminuição da velocidade de cisalhamento média, o que já era esperado, pois a viscosidade aparente é inversamente proporcional à velocidade de cisalhamento para fluidos pseudoplásticos. Este comportamento é observado em quase todas as soluções de goma xantana, excetuando-se a solução XGS05. Isto pode ter ocorrido pela baixa concentração de goma xantana nesta solução.

Utilizando-se a metodologia proposta no presente trabalho, Campesi *et al.* (2009) determinaram a velocidade de cisalhamento média em biorreator comercial convencional tipo tanque agitado e aerado de 4 L de capacidade útil (New Brunswick, modelo Bioflo III). Como pode ser observado na Figura 4-29, os dados de velocidade média de cisalhamento obtidos para o biorreator airlift são superiores aos obtidos em biorreator convencional, para qualquer condição de operação dos dois tipos de reatores. Isto se deve ao grande número de bolhas presentes nos biorreatores airlift (retenção gasosa) que geram uma grande turbulência na dispersão como também o tipo de escoamento que é imposto ao fluido, gerando altas velocidades de cisalhamento. Todos os dados

experimentais da Figura 4-29 são relativos à solução de goma xantana 0,15% m/v (XGS15).



**Figura 4-29. Comparação entre velocidades médias de cisalhamento em biorreatores airlift e em biorreator convencional (Campesi, 2007) para solução de goma xantana 0,15% m/v (XGS15).**

Contreras *et al.* (1999) propuseram uma estimativa de velocidade média de cisalhamento em biorreatores airlift de tubos concêntricos para água do mar e encontraram valores de  $\dot{\gamma}_m$  entre 7000 e 12000  $s^{-1}$ , para a mesma faixa de  $U_{GS}$  utilizada no presente estudo, o que mostra uma boa concordância entre dados experimentais de literatura e os estimados pela metodologia proposta para os três biorreatores airlift.

Kawase e Kumagai (1991) propuseram uma estimativa de cálculo de velocidade média de cisalhamento para biorreatores tipo coluna de bolhas trabalhando com fluidos não-Newtonianos e encontraram valores

de  $\dot{\gamma}_m$  na faixa de 500 a 2500  $\text{s}^{-1}$  utilizando as propriedades reológicas do fluido XGS15 e no mesmo intervalo de  $U_{GS}$  utilizado no presente trabalho.

Os valores estimados por esta nova metodologia para a determinação da velocidade média de cisalhamento apresentaram boa concordância e mesma ordem de magnitude em relação a valores encontrados na literatura, como apresentado na Figura 4-30.

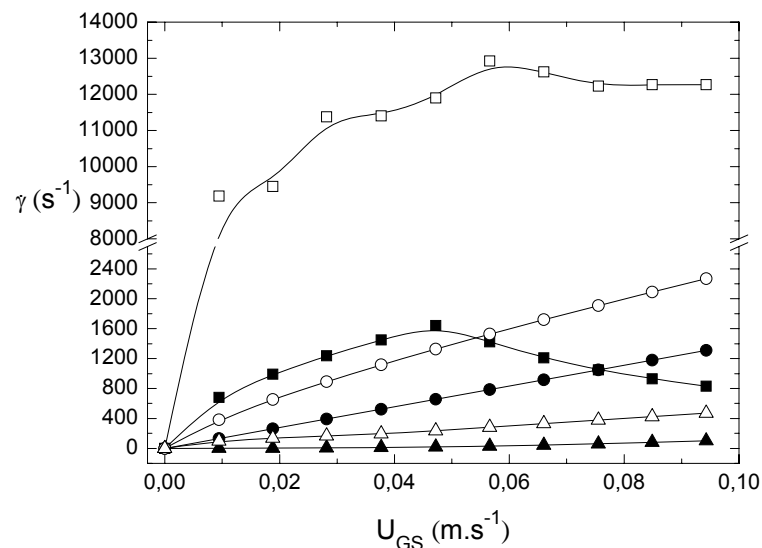


Figure 4-30. Predição da velocidade de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ) em função de  $U_{GR}$  para biorreatores pneumáticos: ( $\Delta$ ) Nishikawa *et al.* (1977), ( $\bullet$ ) Chisti and Moo-Young (1989), ( $\blacktriangle$ ) Shi *et al.* (1990), ( $\circ$ ) Kawase and Kumagai (1991), ( $\square$ ) Contreras *et al.* (1999) and ( $\blacksquare$ ) Cerri *et al.* 2008.

#### 4.7 Velocidade de cisalhamento em cultivos de *Streptomyces clavuligerus*

O ácido clavulânico (AC) é um antibiótico  $\beta$ -lactâmico com baixa atividade antibacteriana, mas é um potente inibidor de  $\beta$ -lactamases. A

combinação de ácido clavulânico com amoxicilina é um exemplo de sucesso do uso de antibiótico  $\beta$ -lactâmicos sensível a  $\beta$ -lactamases conjuntamente com um inibidor destas enzimas (Mayer e Deckwer, 1996). O AC é produzido a partir de cultivos de *S. clavuligerus*, uma bactéria filamentosa aeróbia cujo crescimento celular gera caldos não-Newtonianos viscosos, o que dificulta a transferência de oxigênio.

A velocidade de cisalhamento é um dos parâmetros indispensáveis para o projeto de biorreatores aeróbios utilizando sistemas não-Newtonianos viscosos (Shi *et al.* 1990). Ainda, a magnitude da velocidade de cisalhamento tem importantes implicações nas culturas envolvendo células animais, vegetais e microrganismos filamentosos (Contreras *et al.* 1999).

Como etapa adicional do presente trabalho, a metodologia proposta para a estimativa da velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_m$ ) foi utilizada para avaliar a influência de  $\dot{\gamma}_m$  em cultivos em batelada de *S. clavuligerus* visando a produção de ácido clavulânico em biorreatores convencional de 4 L e airlift de 6 L, utilizando resultados de literatura (Cerri, 2005). Valores de  $\dot{\gamma}_m$  obtidos em cultivos conduzidos em diferentes condições de agitação e aeração, bem como suas influências na produção de AC foram comparados nos dois tipos de biorreatores.



**Tabela 4-5. Condições operacionais dos cultivos em batelada em biorreatores convencional (BC) e airlift (AL).**

Cultivo	Biorreator	Q (vvm)	N (rpm)	$k_{La}$ ( $s^{-1}$ )
B1	BC	0,5	800	0,038
A1	AL	3,0	-	
B2	BC	0,5	600	0,056
A2	AL	4,0	-	

Os métodos utilizados para as estimativas de  $\dot{\gamma}_m$  em biorreator convencional foi o proposto por Campesi *et al.* (2009) e em biorreator airlift foi proposto por Cerri *et al.* (2008). Ambos os métodos são baseados em análise por analogia proposta no presente trabalho e utilizam o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) como parâmetro característico.

Para o biorreator convencional agitado e aerado,  $\dot{\gamma}_m$  foi obtida pela equação 4-31 (Campesi *et al.*, 2009).

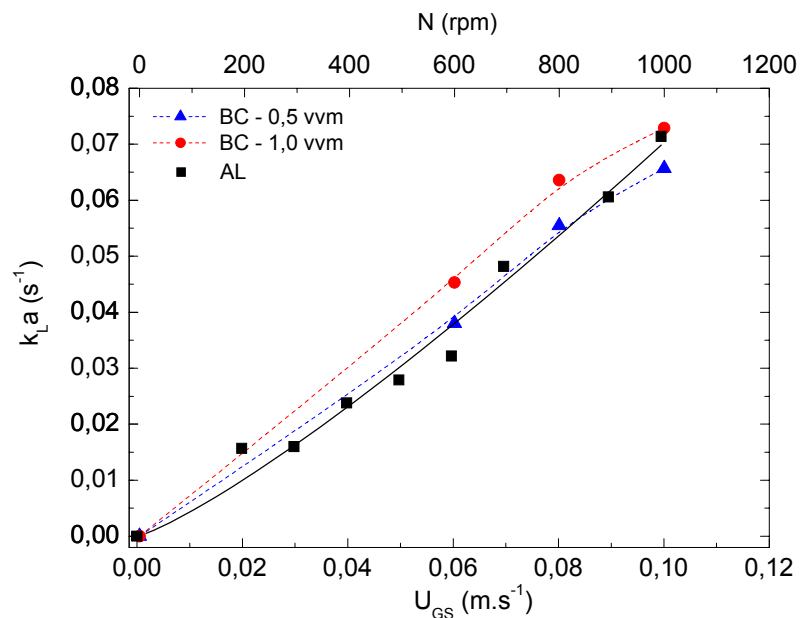
$$\dot{\gamma}_{m-BC} = 1,571^{\frac{2,876}{1-n}} \cdot K^{\frac{0,609}{1-n}} \cdot N^{\frac{1,343}{1-n}} \quad \text{Eq. 4-31}$$

Para o biorreator airlift, a velocidade de cisalhamento média foi obtida pela equação 4-32 (Cerri *et al.*, 2008).

$$\dot{\gamma}_{m-AL} = 0,0598 \cdot U_{GS}^{0,438} \cdot K^{-0,350} \quad \text{Eq. 4-32}$$

Primeiramente, a transferência de oxigênio foi estimada nos dois tipos de biorreatores, utilizando água como fase líquida. A Figura 4-31 ilustra os valores experimentais do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em biorreatores airlift em função da velocidade superficial do gás na região de subida ( $U_{GS}$ ), e no reator convencional, com vazões específicas de ar de 0,5 e 1,0 vvm, em função da frequência

de rotação do impelidor (N). Pode-se observar que a diferença entre os valores de  $k_La$  obtidos em biorreatores convencional e airlift foram muito pequenas, mostrando que o biorreator airlift apresenta capacidade de transferência de oxigênio muito alta. Baseado nestes resultados, as condições operacionais da Tabela 4-5 foram definidas no trabalho de Cerri (2005).



**Figura 4-31. Comparação dos valores de  $k_La$  em função de  $U_{GS}$  (AL) e de N (BC).**

Resultados dos cultivos A1 e B1 em batelada estão apresentados nas Figura 4-32 e Figura 4-33 respectivamente, onde pode-se visualizar os perfis de concentração de glicerol ( $C_S$ ) (fonte de carbono utilizada na produção de AC), índice de consistência (K), índice de comportamento de escoamento (n) e de concentração de ácido clavulânico ( $C_{AC}$ ) em função do tempo.

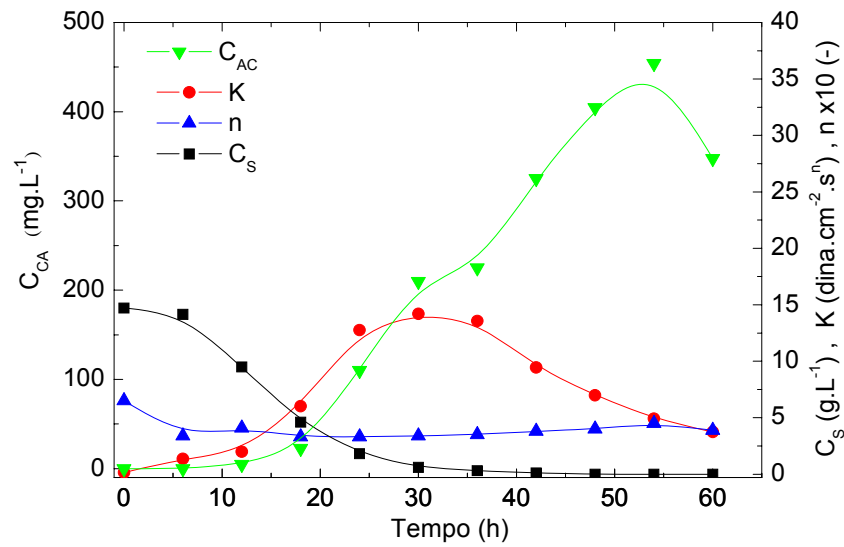


Figura 4-32. Cultivo A1 em batelada em biorreator airlift operado a 3 vvm ( $k_L a = 0,038 \text{ s}^{-1}$ ).

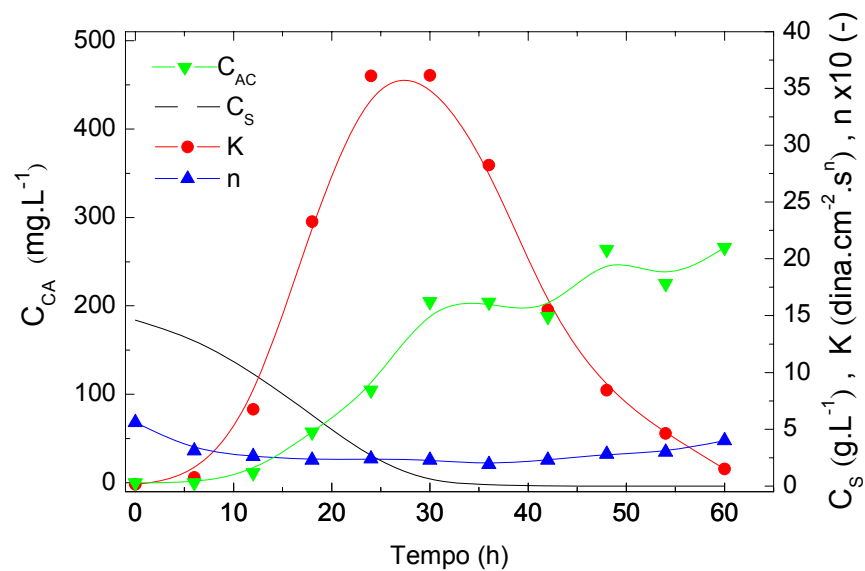


Figura 4-33. Cultivo B1 em batelada em biorreator convencional operado a 600 rpm e 0,5 vvm ( $k_L a = 0,038 \text{ s}^{-1}$ ).

Comparando os resultados dos cultivos A1 e B1, observa-se consumos similares de glicerol ( $\sim 15 \text{ g.L}^{-1}$  em 30 horas), indicando que os crescimentos celulares foram semelhantes. No cultivo A1, o

microrganismo foi exposto a uma condição muito maior de cisalhamento, refletindo em um menor valor máximo de índice de consistência ( $K_{\max}=14,3 \text{ dina.cm}^{-2}.\text{s}^n$ ). Entretanto, a produção máxima de ácido clavulânico de  $454 \text{ mg.L}^{-1}$  foi maior que a obtida no cultivo B1 onde o microrganismo foi menos afetado pelas condições de cisalhamento, devido ao menor valor de frequência de rotação do impelidor ( $N=600 \text{ rpm}$ ), atingindo maior valor de índice de consistência ( $K_{\max}=36,1 \text{ dina.cm}^{-2}.\text{s}^n$ ). Como resultado, a máxima produção de ácido clavulânico foi de  $269 \text{ mg.L}^{-1}$ , menor que a encontrada no cultivo A1.

Resultados dos cultivos A2 e B2 em batelada estão apresentados nas Figura 4-34.e Figura 4-35, respectivamente.

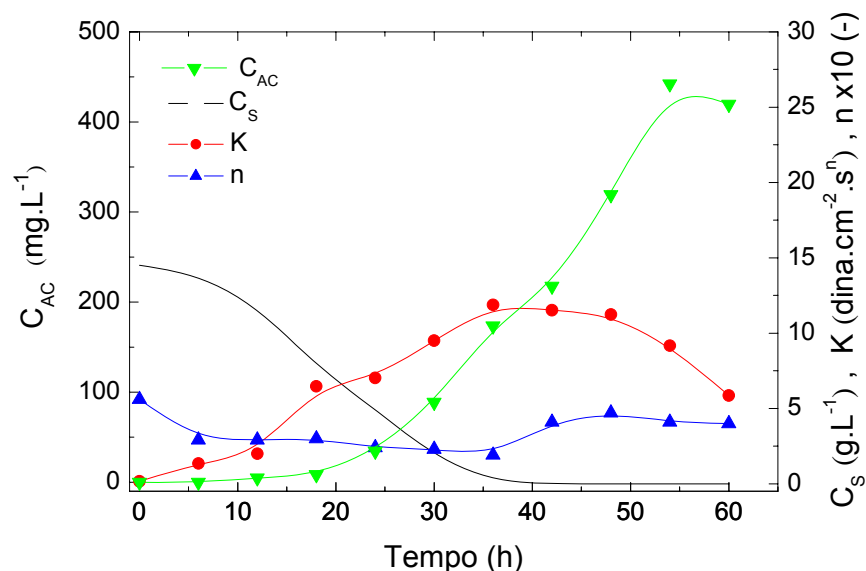
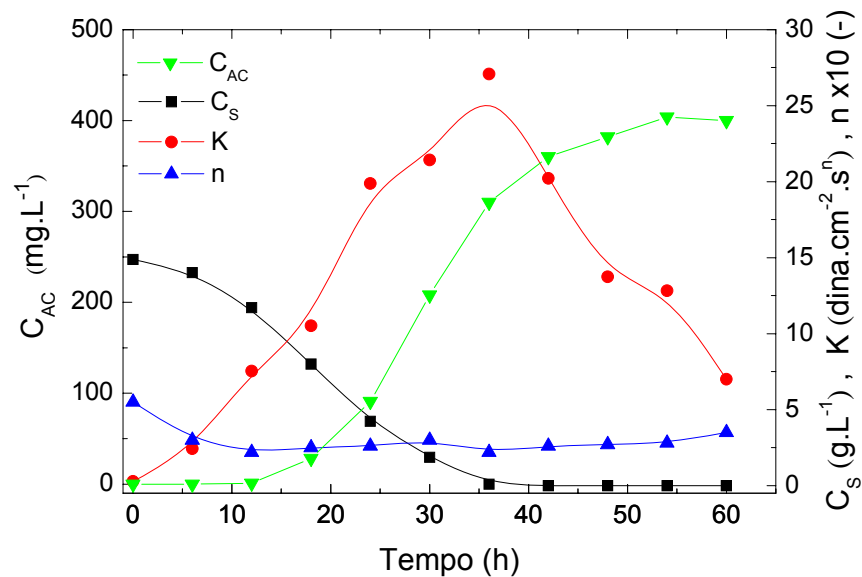


Figura 4-34. Cultivo A2 em batelada em biorreator airlift operado a 4 vvm ( $k_L a=0,056 \text{ s}^{-1}$ ).



**Figura 4-35. Cultivo B2 em batelada em biorreator convencional operado a 800 rpm e 0,5 vvm ( $k_L a = 0,056 \text{ s}^{-1}$ ).**

Comparando os resultados dos cultivos A2 e B2, observa-se que os consumo de glicerol foram similares ( $\sim 15 \text{ g.L}^{-1}$  em 36 horas), um pouco mais lentos do que os observados nos cultivos A1 e B1. No cultivo B2, o máximo valor do índice de consistência ( $K_{\text{max}}$ ) foi de  $27,1 \text{ dina.cm}^{-2}.\text{s}^n$  e a máxima concentração de AC foi de  $404 \text{ mg.L}^{-1}$ . No cultivo A2, as condições de cisalhamento conduziram a um máximo valor de índice de consistência de  $11,9 \text{ dina.cm}^{-2}.\text{s}^n$ , o menor de todos os cultivos. Entretanto, esta condição extrema de cisalhamento foi provavelmente a responsável pela alta produção de ácido clavulânico de  $442 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Para comparação, a Figura 4-36 e Figura 4-37 ilustram os perfis de concentração de AC ( $C_{AC}$ ) e de velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_m$ ) em função do tempo.

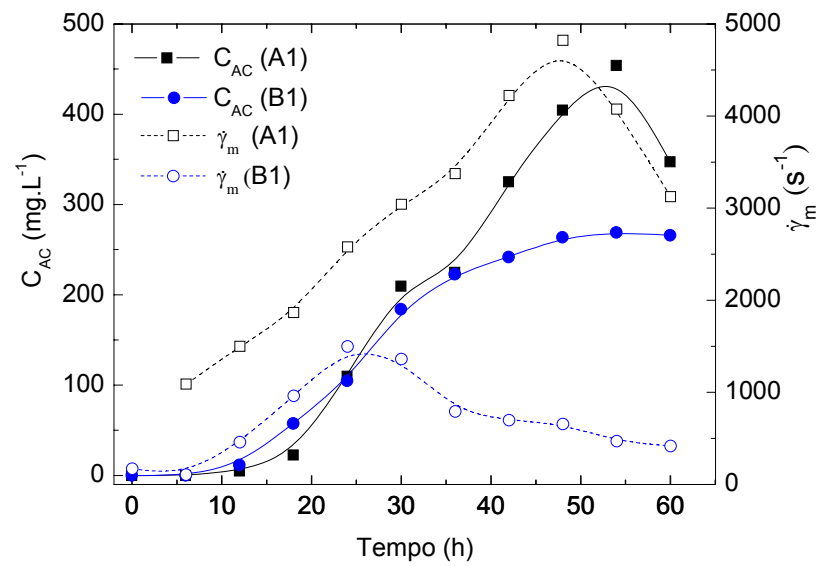


Figura 4-36. Perfis de  $C_{AC}$  e de  $\dot{\gamma}_m$  nos cultivos A1 e B1 ( $k_L a = 0,038 \text{ s}^{-1}$ )

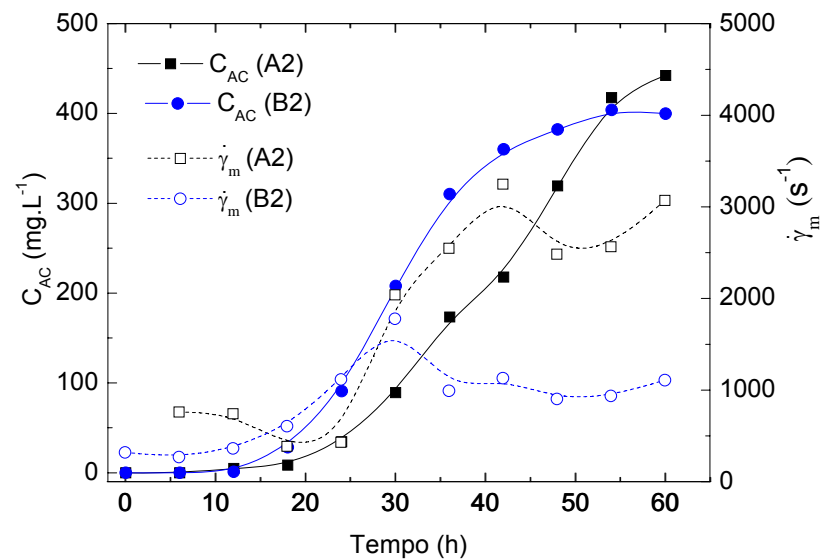


Figura 4-37. Perfis de  $C_{AC}$  e de  $\dot{\gamma}_m$  nos cultivos A2 e B2 ( $k_L a = 0,056 \text{ s}^{-1}$ )

Estes resultados indicam que a produção de ácido clavulânico é altamente afetada pela condição de cisalhamento imposta. Durante o

cultivo A1, a  $\dot{\gamma}_m$  alcançou o valor máximo de  $4822 \text{ s}^{-1}$ , o maior entre todos os cultivos, como também a maior produção ácido clavulânico de  $454 \text{ mg.L}^{-1}$ . No outro extremo, no cultivo B1  $\dot{\gamma}_m$  alcançou o valor máximo de  $1496 \text{ s}^{-1}$ , o menor de todos os cultivos, como também a menor produção de ácido clavulânico de  $269 \text{ mg.L}^{-1}$ .

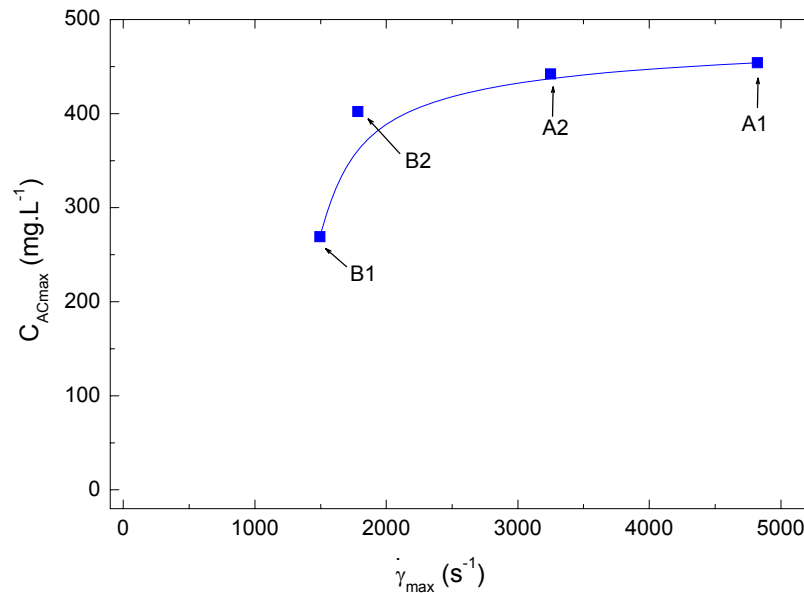
No início do cultivo B2,  $\dot{\gamma}_m$  apresentou valores superiores que no cultivo A2 até 30 horas, resultando em uma maior velocidade de produção de ácido clavulânico ( $r_{CA}=dC_{CA}/dt$ ) que a observada no cultivo A2. Em 36 horas,  $\dot{\gamma}_m$  aumentou significativamente no cultivo A2, superando os valores de  $\dot{\gamma}_m$  obtidos no cultivo B2. Em 54 horas, a produção de ácido clavulânico no cultivo A2 excedeu a obtida no cultivo B2.

A Tabela 4-6 apresenta os resultados em termos de valores máximos de índice de consistência ( $K_{max}$ ), velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) e de produção de ácido clavulânico ( $C_{ACmax}$ ) obtidos nos cultivos.

**Tabela 4-6. Valores máximos de índice de consistência ( $K_{max}$ ), velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) e de produção de ácido clavulânico ( $C_{ACmax}$ ) obtidos nos cultivos.**

Cultivo	$K_L a \text{ (s}^{-1}\text{)}$	$K_{max} \text{ (dina.cm}^{-2}\text{.s}^n\text{)}$	$\dot{\gamma}_{max} \text{ (s}^{-1}\text{)}$	$C_{ACmax} \text{ (mg.L}^{-1}\text{)}$
B1	0,038	36,1	1496	269
A1		14,3	4822	454
B2	0,056	27,1	1783	402
A2		11,9	3250	442

A Figura 4-38 apresenta os resultados de valores máximos de velocidade de cisalhamento em função da máxima produção de ácido clavulânico.



**Figura 4-38. Produção máxima de ácido clavulânico ( $C_{ACmax}$ ) em função do valor máximo de velocidade média de cisalhamento ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) para os quatros cultivos (A1, B1, A2 e B2).**

Estes resultados mostram que a produção de ácido clavulânico está diretamente relacionada com as condições de cisalhamento, corroborando com resultados descritos na literatura para a produção de ácido clavulânico em biorreator convencional (Rosa *et al.* 2005). Um fato que deve ser enfatizado é que os valores de velocidade média de cisalhamento encontrados em biorreator airlift foram superiores aos encontrados em biorreator convencional, contrastando com a literatura clássica. No entanto, os menores valores encontrados de índice de consistência (K), que afere a saúde estrutural do micélio, em condições mais intensas de cisalhamento não deixa dúvidas quanto à precisão dos



resultados estimados pela metodologia proposta de medida da velocidade média de cisalhamento em biorreatores.

#### **4.8 Estimativa de diâmetro de bolhas**

A partir dos dados experimentais de  $k_{L,a}$  e retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ), os valores médios de diâmetro de bolhas ( $d_B$ ) para as três escalas de biorreator airlift foram estimados a partir da equação 3-17. Os resultados estão apresentados na Figura 4-39 em função da velocidade superficial de gás na região de subida ( $U_{GS}$ ). Para comparação, os resultados obtidos pela metodologia proposta aplicada para os reatores de 2, 5 e 10 L estão dispostos no gráfico da Figura 4-39 juntamente com valores experimentais de  $d_B$  obtidos por Tung *et al.* (1998) (sistema não convencional com quatro tubos internos e quatro aspersores tipo anel perfurado com 24 furos de 1 mm), Wongsuchoto *et al.* (2003) ( $A_D/A_S=1$  e um aspersor tipo anel perfurado com 30 furos de 1 mm) e Ruen-ngam *et al.* (2008) ( $A_D/A_S=0,661$  com aspersor tipo anel perfurado com 30 furos de 1 mm). Observa-se que os resultados de  $d_B$  estão em concordância com os valores experimentais encontrados na literatura, apresentando valores de mesma ordem de magnitude daqueles obtidos experimentalmente em diferentes sistemas. Pode-se observar na Figura 4-39 que  $d_B$  aumenta suavemente com o aumento de  $U_{GS}$  na faixa de 3 a 5,5 mm para as três escalas de biorreatores estudados.

Estes resultados estão em concordância com aqueles obtidos no trabalho de Wongsushoto *et al.* (2003) que observou  $d_B$  variando na faixa

de 3 a 8 mm para airlift de tubos concêntricos. Tung *et al.*(1998) também observaram que  $U_{GS}$  tem uma fraca influência no diâmetro médio de bolha ( $d_B$ ), mas uma forte influência na frequência (número) da bolhas em biorreatores airlift e coluna de bolhas, o que afeta diretamente a retenção gasosa global.

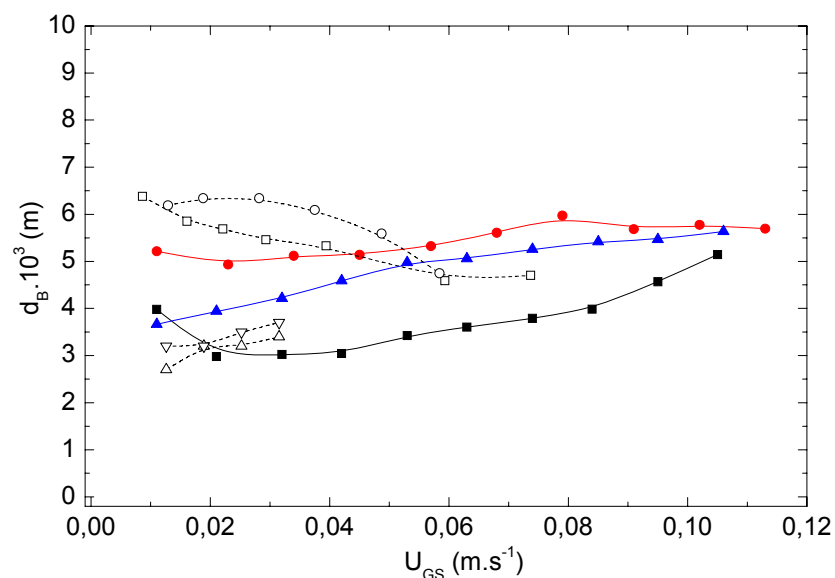


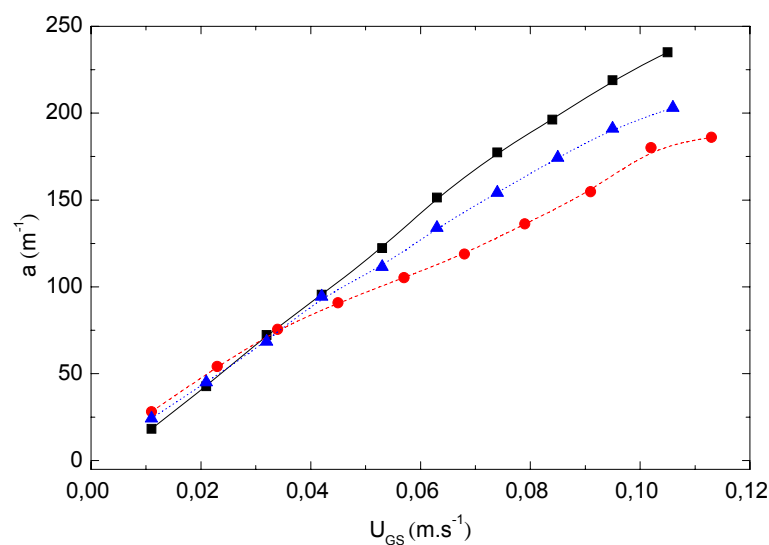
Figura 4-39. Diâmetro médio de bolha em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreator airlift: ( $\blacksquare$ ) 2  $dm^3$ , ( $\bullet$ ) 5  $dm^3$ , ( $\blacktriangle$ ) 10  $dm^3$ , ( $\triangle$ ) Tung *et al.* (1998) - airlift, ( $\square$ ) Tung *et al.* (1998) - coluna de bolhas ( $\square$ ) Wongsuchoto *et al.* (2003), ( $\circ$ ) Ruen-gnam *et al.* (2008).

Os resultados da área interfacial específica ( $a$ ) em função da velocidade superficial de gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) para as três escalas de biorreator airlift estão ilustradas na Figura 4-40. Como o  $d_B$  é praticamente constante com  $U_{GS}$ , a área interfacial é função direta da retenção gasosa de acordo com a equação 4-33, proposta originalmente

por Calderbank (1958). Logo, a retenção gasosa é o principal fator que influencia a área interfacial das bolhas ( $a$ ) e, portanto, a transferência de oxigênio.

$$a = \frac{6 \cdot \varepsilon}{d_B \cdot (1 - \varepsilon)} \quad \text{Eq. 4-33}$$

Existe uma diferença significativa nos valores da área interfacial para as diferentes escalas de biorreator airlift, especialmente para altos valores de velocidade superficial de gás ( $U_{GR} > 0.04 \text{ m.s}^{-1}$ ). Esta diferença deve-se aos diferentes tamanhos de bolhas apresentados na Figura 4-39.



**Figura 4-40.** Área interfacial em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreatores airlift (■) (2 L), (●) (5 L) e (▲) (10 L).

O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) é o produto do coeficiente convectivo de transferência de oxigênio ( $k_L$ ) e a área interfacial específica ( $a$ ). A Figura 4-41 ilustra os valores calculados de  $k_L$  em função da velocidade superficial de gás na região de subida ( $U_{GS}$ ).

Pode-se observar na Figura 4-41 que para toda a faixa de  $U_{GS}$  (0,01 – 0,11  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ ) o valor de  $k_L$  permaneceu praticamente constante para as três escalas de biorreatores airlift estudadas, o que demonstra que o aumento no valor de  $k_L a$  é devido ao aumento da área interfacial gás-líquido e não ao do coeficiente convectivo de transferência de oxigênio ( $k_L$ ). Como demonstrado anteriormente, “a” é função direta da retenção gasosa ( $\varepsilon$ ). Isto mostra que  $k_L a$  depende principalmente da retenção gasosa. Ruen-gnam et al. (2008) investigaram o efeito da salinidade no  $k_L$  em um biorreator airlift de circulação interna de 17 L utilizando água e soluções salinas como fase aquosa. Para baixos valores de  $U_{GS}$ , o coeficiente convectivo de transferência de oxigênio permanece praticamente constante.

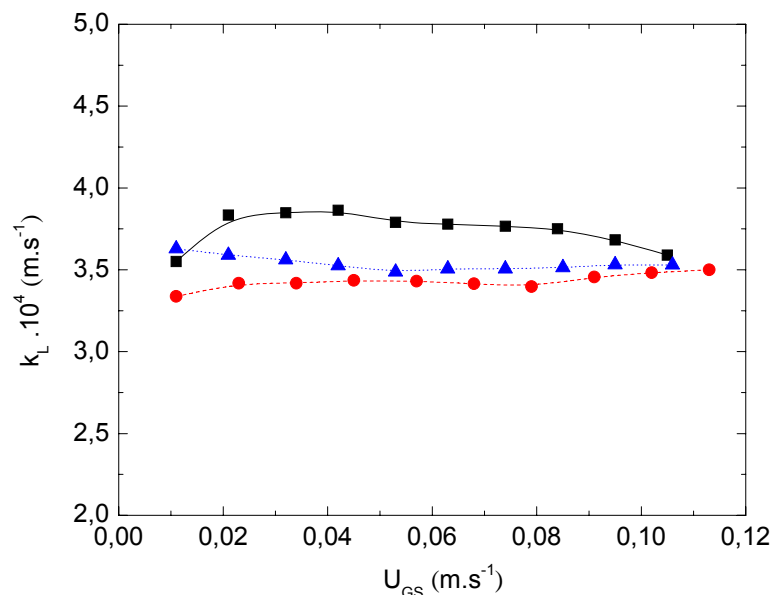


Figura 4-41. Coeficiente convectivo de transferência de oxigênio ( $k_L$ ) em função de  $U_{GS}$  para as três escalas de biorreatores airlift com água: (■) 2 L, (●) 5 L, (▲) 10 L.

Na Figura 4-42 o  $k_L a$  é apresentado em função de  $6 \cdot \varepsilon / (1 - \varepsilon)$  para as três escalas de biorreatores airlift. A equação 3-16 foi ajustada aos pontos experimentais e valores do coeficiente angular da equação de reta relativa a função  $k_L a = f(6 \cdot \varepsilon / (1 - \varepsilon))$ , qual seja,  $k_L / d_B = \Psi$  foi obtida como segue:

$$\text{AL (2 L) :} \quad \Psi = 0,081 \text{ s}^{-1} \quad (R^2 = 0,990) \quad \text{Eq. 4-34}$$

$$\text{AL (5 L) :} \quad \Psi = 0,060 \text{ s}^{-1} \quad (R^2 = 0,993) \quad \text{Eq. 4-35}$$

$$\text{AL (10 L) :} \quad \Psi = 0,060 \text{ s}^{-1} \quad (R^2 = 0,996) \quad \text{Eq. 4-36}$$

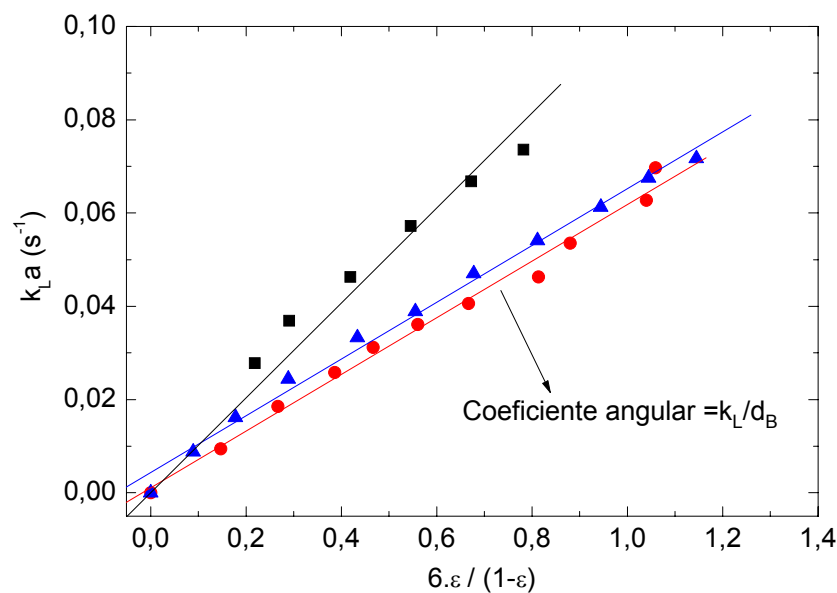


Figura 4-42. Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) em função de  $6 \cdot \varepsilon / (1 - \varepsilon)$  para as três escalas de biorreator airlift: (■) 2 L, (●) 5 L, (▲) 10 L.

Excelentes ajustes podem ser observados entre os valores calculados e os dados experimentais. Os valores de  $k_L / d_B = \Psi$  para os biorreatores airlift de 5 e 10 L foram muito próximos. O fato da relação

$k_L/d_B$  ser constante demonstra claramente a não dependência de  $k_L$  e  $d_B$  com as condições operacionais.

O biorreator airlift de 2 L apresentou valores de  $k_L/d_B$  maiores que os demais biorreatores. Isto mostra que as características geométricas e o volume do reator afeta o diâmetro médio de bolhas. Logo, a definição das dimensões do reator é fundamental para alcançar bons resultados em termos de transferência de massa em biorreatores pneumáticos. Estes resultados estão em concordância com aqueles apresentados por Mirón et al (2000), que encontraram valores de  $k_L/d_B$  de 0,052 e 0,059 para biorreatores airlift de cilindros concêntricos e tipo split utilizando água e ar como fases líquida e gasosa, respectivamente.

## 5 Conclusões

Com base nos resultados, é possível concluir que os estudos hidrodinâmicos nas três escalas de biorreatores airlift geraram importantes resultados para a melhor compreensão da variação de escala deste tipo de reator.

Na determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) foram realizados experimentos com água destilada para verificar a confiabilidade e aplicabilidade de métodos de literatura, sendo que o método do degrau de pressão (MP) mostrou ser mais rápido, confiável, consistente e de menor custo em comparação ao método dinâmico tradicional (MD).

A transferência de massa nas diferentes escalas de 2, 5 e 10 L de biorreatores airlift foi estudada utilizando água destilada. Os valores de  $k_La$  obtidos em diferentes vazões específicas de ar foram semelhantes nas três escalas de biorreatores até a vazão específica 5 vvm, mostrando que a semelhança geométrica dos biorreatores resultou em condições de transferência de oxigênio similares. Estes resultados sugerem que o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio é um bom critério a ser empregado na variação de escala de biorreatores airlift de cilindros concêntricos.

Foram obtidas correlações que relacionam grandezas adimensionais considerando dados experimentais obtidos nas três escalas de trabalho. Os resultados apresentados mostraram que houve uma boa concordância entre os valores experimentais e preditos pelos

modelos, sendo estes importantes para estudos da variação de escala em biorreatores airlift de cilindros concêntricos.

A velocidade superficial de gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) e a viscosidade dinâmica da fase líquida ( $\mu$ ) apresentaram efeitos contrários no  $k_{La}$ , entretanto com mesma ordem de grandeza, mostrando que o efeito da viscosidade não pode ser negligenciada na transferência de oxigênio.

A influência do diâmetro interno do reator no  $k_{La}$  foi observada como importante para a definição de estratégias de variação de escala, porque em reatores com volumes maiores a transferência de oxigênio pode ser alcançada em condições de aeração menos intensas.

Correlações para retenção gasosa e  $k_{La}$  utilizando análise dimensional apresentaram ótimos ajustes com os dados experimentais, mostrando que a análise dimensional é muito importante para descrever os efeitos das variáveis operacionais, propriedades físicas e parâmetros geométricos do sistema na retenção gasosa e no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio.

De uma forma geral, verificou-se que a velocidade superficial do gás na região de subida ( $U_{GS}$ ) tem forte influência nos parâmetros hidrodinâmicos. O aumento de  $U_{GS}$  resultou em aumentos na retenção gasosa, na velocidade de circulação do líquido e em diminuições nos tempo de mistura e de circulação. Constatou-se também em todos os experimentos realizados, que aumentos de  $U_{GS}$  proporcionaram aumentos nos valores de  $k_{La}$ . Entretanto, observou-se que a viscosidade dinâmica



teve influência negativa no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio.

Nas mesmas condições operacionais ( $U_{GS}$ ), a retenção gasosa global não apresentou variação nas três escalas de biorreator airlift, alcançando valores máximos próximos de 17%, independente da escala do reator.

O bom desempenho dos sistemas utilizados no presente trabalho em relação à retenção gasosa e transferência de oxigênio foi devido provavelmente as adequadas relações geométricas do sistemas e ao modelo de aspersor utilizado.

A metodologia proposta para quantificar a velocidade de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) em biorreatores airlift de tubos concêntricos para fluidos não-Newtonianos mostrou-se adequada, obtendo-se valores condizentes que se aproximaram de valores estimados por diferentes correlações propostas na literatura.

A estimativa de velocidade de cisalhamento teve como proposta a utilização em trabalhos futuros relacionados com a melhoria da operação e projeto de biorreatores e a melhor compreensão desse fenômeno para a aplicação em futuros cultivos de células sensíveis ao cisalhamento.

A produção de ácido clavulânico por *Streptomyces clavuligerus* foi muito afetada pelas condições de cisalhamento. Os resultados indicaram que altos valores de velocidade de cisalhamento aumentam a produção de ácido clavulânico nos dois tipos de biorreatores (airlift e convencional) e dentro da faixa de condições experimentais estudadas. O biorreator

airlift mostrou alta capacidade de transferência de oxigênio quando comparado ao biorreator convencional aerado e agitado e mostrou melhor desempenho na produção de ácido clavulânico. Este resultado enfatiza que altos valores de velocidade de cisalhamento encontrados no biorreator airlift, foram maiores que os obtidos no biorreator convencional, rompendo um importante paradigma relacionado a operação e desempenho de biorreatores.

Resultados obtidos de diâmetro médio de bolhas em biorreatores airlift utilizando sistema ar-água pela metodologia proposta apresentaram boa concordância com aqueles a literatura. Os resultados mostraram que a principal variável para o aumento do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio é a retenção gasosa, excluindo os parâmetros operacionais. Esta conclusão deve ser considerada em estudos de variação de escala de biorreatores airlift. O diâmetro médio de bolha mostrou-se praticamente independente da velocidade superficial de gás ( $U_{GS}$ ). O coeficiente convectivo de transferência de oxigênio foi dependente das propriedades do fluido e do diâmetro médio das bolhas, permanecendo praticamente constante na faixa de valores de  $U_{GS}$  estudada. O fato da razão  $k_L/d_B$  ser constante demonstrou a não dependência de  $k_L$  e  $d_B$  com as condições operacionais, sendo esta uma importante conclusão para o projeto de biorreatores.

## 6. Referências Bibliográficas

Aiba, S.; Humphrey, A. E.; Millis, N. F., Biochemical engineering, 2 ed, Tóquio, University of Tokyo Press, 1973.

Akita, K.; Yoshida, F., Gas holdup e volumetric mass transfer coefficient in bubble columns, Ind. Eng. Chem. Process. Des. Develop., 12, 76-80, 1973.

Aleksieva, P.; Peeva, L.; Investigation of Acid Proteinase Biosynthesis by the Fungus *Humicola lutea* 120-5 in an Air-Lift Bioreactor. Enzyme and Microbiol. Technology, 26: 402-405, 2000.

Al-Masry, W. A., Effect of Scale-up on Average Shear Rates for Aerated Non-Newtonian Liquids in External Loop Airlift Reactors, Biotechnol. Bioeng., 62, 494-498, 1999.

Al-Masry, W. A.; Abasaeed, A. E., On the scale-up of externa loop airlift reactors: Newtonian Systems, Chemical Engineering Science, 53, 4085-4094, 1998.

Al-Masry, W. A.; Chetty, M., On the Estimation of effective shear rate in external loop reactors: non-Newtonian fluids, Resourc. Conserv. Recycl., 18, 11-24, 1996.

Asenjo. J.; A.; Merchuk; J. C., Bioreactor System Design, Marcel Dekker, Inc. 1994.

Badino, A. C.; Hokka, C. O.; Cerri M. O., Biorreator Pneumático de circulação interna e uso do mesmo, Braz. Pat. (PI 0404703-6), 2004.

Badino, A. C., e Schimidell, W. Biotecnologia Industrial, Volume 2, Engenharia Bioquímica, Cap. 15: Variação de escala, Editora Edgard Blücher Ltda, São Paulo, 2001.

Bailey, J. E.; Ollis, D. F.; Biochemical Engineering, New York, MCGraw Hill, 1986.

Bello R. A., Robinson C. W., Moo-Young M., "Prediction of the volumetric mass transfer coefficient in pneumatic contactors", Chem. Eng. Sc., 40, 53-58, 1985.

Bensi, A. D.; Futiwaki, L.; Cerri, M. O.; Jesus, C. D. F.; Badino, A. C.; Cruz, A. J. G., Sistema de aquisição de dados com interface USB: Utilização em biorreatores, trabalho apresentado na I Seminário sobre tecnologia na Indústria Química, 17 -19 outubro, São Paulo, São Paulo, 2006.

Blažej, M.; Kiša, M.; Markoš, J., Scale influence on the hydrodynamics of an internal loop airlift reactor, Chem. Eng. Process, 43, 1519-1527, 2004.

Blažej, M.; Glover, G. M. C.; Generalis, S. C.; Markoš, J., Gas-liquid Simulation of an Airlift Bubble Column Reactor. Chem. Eng. Process, 43, 137-144, 2004a.

Blažej M., Juraščík M., Annus J., Markoš J., Measurement of mass transfer coefficient in an airlift reactor with internal loop using coalescent and non-coalescent liquid media, J. Chem. Techn. Biotech., 79, 1405 – 1411, 2004b.

Calderbank, P. H., Physical rate processes in industrial fermentation. Part I: The interfacial area in gas-liquid contacting with mechanical agitation, Chem. Eng. Res. Des. 36 443–463, 1958.

Campesi, A. Avaliação da velocidade de cisalhamento média em biorreator convencional tipo tanque agitado e aerado, São Carlos – SP, [Dissertação de mestrado, Universidade Federal de São Carlos], 2007.

Campesi, A.; Cerri, M. O.; Hokka, C. O.; Badino, A. C.; Determination of the average shear rate in a stirred and aerated tank bioreactor, *Bioprocess. Biosyst. Eng.* 32, 241-248, 2009.

Cassiano Filho, L. C. M.; Avaliação do desempenho de biorreator airlift para a produção de ácido clavulânico por *Streptomyces clavuligerus*, São Carlos – SP, [Dissertação de mestrado, Universidade Federal de São Carlos], 2003

Cerri, M. O.; Futiwaki, L.; Jesus, C. D. F.; Cruz, A. J. G.; Badino, A. C., Average shear rate for non-Newtonian fluids in a concentric-tube airlift bioreactor. *Biochem. Eng. J.*, 39, 51-57, 2008.

Cerri, M. O.; Avaliação de transferência de calor e massa de um biorreator airlift de circulação interna de bancada para a produção de ácido clavulânico, São Carlos – SP, [Dissertação de mestrado, Universidade Federal de São Carlos], 2005

Chisti, M. Y. and Moo-Young, M.; Airlift reactors: characteristics, applications and design considerations. *Chem. Eng. Commun.* 60, 195-242, 1987.

Chisti, M.Y. *Air-Lift Bioreactors*, Elsevier, New York, 1989.

Chisti, Y., and Haza, U. J. J., *Biochem. Oxygen transfer and mixing in mechanically-agitated airlift bioreactors*, *Eng. J.*, 10, 143-153, 2002.

Chisti, Y., *Pneumatically agitated bioreactors in industrial and environmental bioprocessing: hydrodynamics, hydraulics, and transport phenomena*, *Appl. Mech. Rev.* 51, 33-112, 1998.

Chisti, Y.; Moo-Young, M., Communication to the Editor, On the Calculation of Shear Rate and Apparent Viscosity in Airlift and Bubble Column Bioreactors, *Biotechnol. Bioeng.* 34, 1391-1392, 1989.

Chisti, Y.; Moo-Young, M., Gas hold up in pneumatic reactors, *Chem. Eng. J.*, 38, 149, 152, 1988.

Choi, K. H.; Chisti, Y.; Moo-Young, M., Comparative evaluation of hydrodynamics and gas-liquid mass transfer characteristics in bubble column and airlift slurry reactor, *Chem. Eng. J.*, 62, 223-229, 1996.

Contreras, A.; Garcia, F.; Molina, E.; Merchuk, J. C., Influence of sparger on energy dissipation, shear rate, and mass transfer to sea water in a concentric-tube airlift bioreactor, *Enzyme Microb. Technol.* 25, 820-830, 1999.

Deckwer, W.D.; Nguyen-tien, K.; Schumpe, A.; Serpemen, Y., Oxygen mass transfer into aerated CMC solutions in a bubble column. *Biotechnol. Bioeng.* 24, 461 – 481, 1982.

Fu, C. C.; Wu, H. T.; Lu, S. Y. Performance of Airlift Bioreactors with Net Draft Tube. *Enzyme and Microbial Technology*, 33: 332-342, 2003.

Gavrilescu, M.; Roman, R.V. Performance of Air-Lift Bioreactor in the Cultivation of Some Antibiotic Production Microorganism. *Acta Biotechnol.*, 18: 201-209, 1998.

Gavrilescu, M.; Tudose, R. Z., Concentric-tube Airlift Bioreactors. *Bioprocess Engineering*, 19, 37-44, 1998a.

Gavrilescu, M.; Tudose, R. Z., Concentric-tube Airlift Bioreactors. *Bioprocess Engineering*, 19, 103-109, 1998b.

Gavrilescu, M.; Tudose, R. Z., Concentric-tube Airlift Bioreactors. *Bioprocess Engineering*, 19, 175-178, 1998c.

Gavrilescu, M.; Tudose, R. Z., Modelling of liquid Circulation Velocity in Concentric-tube Airlift Reactors. *Chemical Engineering Journal*, 69, 85-91, 1998.

Godbole, S. P., Schumpe, A., Shah, Y. T., Carr, N. L., Hydrodynamics and mass-transfer in Non-Newtonian solutions in a bubble column. *A.I.Ch.E. J.* 30, 213-220, 1984.

Gourich, B.; El Azher, N.; Soulami, B. M.; Delmas, H.; Bouzidi, A.; Ziyad, M., Contribution to the study of hydrodynamics and gas-liquid mass transfer in a two- and three-phase split-rectangular airlift reactor, *Chem. Eng. Process.* 44, 1047-1053, 2005.

Gouveia, E.R.; Desenvolvimento do Processo de Produção de Ácido Clavulânico por *Streptomyces clavuligerus* NRRL 3585, São Carlos-SP, [Tese de Doutorado, Universidade Federal de São Carlos], 2000.

Gouveia, E. R.; Hokka, C. O.; Badino A. C., The Effects of Geometry and Operational Conditions on Gas Holdup, Liquid Circulation and Mass Transfer in an Airlift Reactor. *Braz. J. Chem. Eng.* 20, 363-374, 2003.

Grima, E. M.; Chisti, Y.; Moo-Young, M., Characterization of shear rates in airlift bioreactors for animal cell culture, *J. Biotechnol.*, 54, 195-210, 1997.

Hughmark G. A., Holdup and mass transfer in bubble columns, *Ind. Eng. Chem. Process Design Develop.*, 6, 218-220, 1967.

Ichi, T.; Takehara, S. Konno H.; Ishida, T.; Sato, H.; Suzuki, A. Yamazumi, K., Development of a New Commercial-Scale Airlift Fermentor for Rapid Growth of Yeast. *J. Ferment. Bioeng.*, 75, 375-379, 1993.

Jesus, C. D. F.; Cerri, M. O.; Futiwaki, L; Cruz, A. J. G.; Badino, A. C., Software para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em biorreator, *Anais Sinaferm 2007*, Curitiba, PR, (CD-ROM), 2007.

Jia, S.; Chen, G.; Kahar, P.; Choi, D. B.; Okabe, M., Effect of Soybean oil on oxygen transfer in the production of tetracycline with an airlift bioreactor, *J. Biosci. Bioeng.* 87, 825-827, 1999.

Jovetic, S.; Marinelli, F.; Tramper, J. Continuous biotransformation of glycopeptide antibiotic A40926 in a cascade of three airlift bioreactors using immobilized *Actinoplanes teichomyceticus* cells. *Enzyme Microbial Techn.*, 38, 34-39, 2006.

Juraščík, M., Blažej, M., Annus, J., Markoš, J., Experimental measurements of volumetric mass transfer coefficient by the dynamic pressure-step method in internal loop airlift reactors of different scale. *Chem. Eng. J.* 125, 81-87, 2006.

Kargi, F.; Moo-Young, M., Transport phenomena in bioprocess. In *Comprehensive Biotechnology*, 1a edição, Pergamon Press, 2, 5-56, 1985.

Kawase, Y.; Kumagai, T., Apparent viscosity for non-Newtonian fermentation media in bioreactors. *Bioproc. Eng.*, 7, 25-28, 1991.

Kawase, Y.; Moo-Young, M., Heat Transfer in Bubble Column Reactors with Newtonian and Non-Newtonian Fluids, *Chem. Eng. Res. Des.* 65, 121-126, 1987.

Kawase, Y.; Moo-Young, M., Mathematical Models for Design of Bioreactors: Applications of Kolmogoroff's Theory of Isotropic Turbulence; *Chem. Eng. J.*, 43, B19-B41, 1990.

Koide, K., Kurematsu, K., Iwamoto, S., Iwata, Y., Horibe, K., Gas holdup and volumetric liquid-phase mass-transfer coefficient in bubble column with draft tube and with gas dispersion into tube. *J. Chem. Eng. Jpn.* 16, 413-419, 1983.

Kilonzo, P. M., Margaritis, A., Bergougnou, M. A., Yu, J. T., Ye, Q., Effects of geometrical design on hydrodynamic and mass transfer characteristics of a rectangular-column airlift bioreactor. *Biochem. Eng. J.* 34, 279-288, 2007.

Lavarda, S. C. S.; Hokka, C. O.; Araújo, M. L. G. C.; Clavulanic acid production processes in a tower bioreactor with immobilised cells, *Biochem. Eng. J.* 39, 131-136, 2008.

Li, G. Q.; Yang, S. Z.; Cai, A. L.; Chen, J. Y., Liquid phase axial backmixing in an airlift bioreactor with non-Newtonian fluids, *Chem. Eng. Commun.*, 125, 13-26, 1995.

Li, H., Prakash, A., Heat transfer and hydrodynamics in a three-phase slurry bubble column. *Ind. Eng. Chem. Res.* 36, 4688-4694, 1997.

Linek, V.; Benes, P.; Vacek, V. Dynamic Pressure Method for  $k_L a$  Measurement in Large-Scale Bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 33: 1406-1412, 1989.

Linek, V.; Moucha T.; Doušová, M.; Sinkule, J. Measurement of  $k_L a$  by Dynamic Pressure Method in Pilot-Plant Fermentor. *Biotechnology and Bioengineering*, 43: 477-482, 1994.

Liu, T.; Miura, S.; Yaguchi, M.; Arimura, T.; Park, E. Y.; Okabe, M., Scale-up of L-lactic acid production by mutant strain *Rhizopus* sp MK-96-1196 from 0,003 m<sup>3</sup> to 5 m<sup>3</sup> in airlift bioreactors, *J. Bioscience Bioeng.* 101, 9-12, 2006.

Lu, X., Ding, J., Wang, Y., Shi, J., Comparison of the hydrodynamics and mass transfer characteristics of a modified square airlift reactor with common airlift reactor. *Chem. Eng. Sc.* 55, 2257-2263, 2000.

Luo, H. P.; Al-Dahhan, M. H.; Local characteristics of hydrodynamics in draft tube airlift bioreactor, *Chem. Eng. Sc.* 63, 3057 – 3068, 2008.

Mayer, A. F.; Deckwer, W.D.; Simultaneous Production and Decomposition of Clavulanic Acid During *Streptomyces clavuligerus* Cultivations, *Appl. Micr. Biotech.*, 45, 41-46, 1996.

Mehrnai, M. R.; Towfighib, J.; Bonakdarpour, B.; Akbarnejad, M. M., Gas hold-up and oxygen transfer in a draft-tube airlift bioreactor with petroleum-based liquids, *Biochem. Eng. J.* 22, 105–110, 2005.

Merchuk, J. C.; Contreras, A.; García, F.; Molina, E., Studies of Mixing Tube Airlift Bioreactor with Different Spargers. *Chem. Eng. Sc.* 53. 709-719, 1998.

Merchuk, J. C.; Ladwa, A. C.; Bulmer, M.; Berzin, I.; Pickett, A. M., Liquid flow and mixing in concentric tube air-lift reactor. *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, 66, 174-182, 1996.

Mirón, A. S., Camacho, F. G., Gomez, A. C., Grima, E. M., Chisti, Y., Bubble-column and airlift photobioreactors for algal culture. *A.I.Ch.E. J.* 46, 1872-1887, 2000.

Mirón, A. S.; Garcia, M. C. C.; Camacho, F. G.; Grima, E. M.; Chisti, Y., Mixing in Bubble Column and Airlift Reactors, *Chem. Eng. Res. Design*, 82, 1367-1374, 2004.

Miura, S.; Arimura, T.; Hoshino, M.; Kojima, M.; Dwiarti, L.; Okabe, M.; Optimization and Scale-up of L-lactic acid fermentation by mutant strain *Rhizopus* sp MK-96-1196 in airlift bioreactors, *J. Bioscience Bioeng.* 96, 65-69, 2003.

Moo-Young, M.; Halard, B.; Allen, D. G.; Burrell, R.; Kawase, Y., Oxygen transfer to mycelial fermentation broths in an airlift fermentor, *Bioctech, Bioeng.*, 30, 746-753, 1987.

Nakanoh, M.; Yoshida, F., Gas absorption by Newtonian and non-Newtonian liquids in a bubble column, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 19, 190-195, 1980.

Nishikawa, M.; Kato, H.; Hashimoto, K., Heat Transfer in Aerated Tower Filled with Non-Newtonian Liquid, *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.* 16, 133-137, 1977.

Ochoa, F. G., Gomez, E.; Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: An overview, doi:10.1016/j.biotechadv.2008.10.006, 2008.

Onken, U.; Weiland, P., Airlift Fermenters: Construction, Behavior, and Uses, *Adv. Biotechnol. Processes*, 67-95, 1983.

Öztürk, S. S.; Schumpe, A.; Deckwer, W. D., Organic liquids in a bubble column: Hold-ups and mass transfer coefficients. *AIChE. J.*, v. 33, pp. 1473-1480, 1987.

Popović, M. K.; Robinson, C. W., Characteristics of external-loop airlifts: non-Newtonian systems, *Chem. Eng. Sci.*, 48, 1405-1413, 1993.

Rosa, J.C., Baptista-Neto, A., Hokka, C.O. and Badino, A.C., Influence of Dissolved Oxygen and Shear Conditions on Clavulanic Acid Production by *Streptomyces clavuligerus*. *Bioprocess And Biosystems Eng.* 27, 99-104, 2005.

Rossi, M. J.; Streit, H. C.; Oliveira, V.; Furigo Jr, A., Construção e Caracterização Hidrodinâmica de um Biorreator Airlift com Circulação Externa. *Anais Sinaferm 2005, Recife, PE, (CD-ROM)*, 2005.

Ruen-gnam, D., Wongsuchoto, P., Limpanuphap, A., Charinpanitkul, T. Pavasant, P. Influence of salinity on bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors, *Chem. Eng. J.* 141, 222-232, 2008.

Sánchez, M. J.; Aparício, A. J.; López, G. G.; Tapia, G. T.; Monroy, M. R., Broth rheology of *Beta vulgaris* cultures growing in na air lift bioreactor, *Biochem. Eng. J.* 12, 37-41, 2002.

Shariati, F. P., Bonakdarpour, B.; Mehrnia, M. R.; Hydrodynamics and oxygen transfer behaviour of water in diesel microemulsions in a draft tube airlift bioreactor, *Chemical Engineering and Processing*, 46, 334-342, 2007.

Schimidell, W. *Biotecnologia Industrial*, Volume 2, Engenharia Bioquímica, Editora Edgard Blücher Ltda, São Paulo, 2001.

Schügerl, K. *Bioreaction Engineering*, volume 2: Characteristics Features of Bioreactors. John Wiley and Sons, 1987.

Schumpe, A., Deckwer, W. D., Viscous media in tower bioreactors: Hydrodynamics characteristics and mass transfer properties, *Bioprocess Eng.* 2, 79-94, 1987.

Shah, Y. T.; Kelkar, B. G.; Godbole, S. P.; Deckwer, W. D., Design parameters estimations for bubble column reactors, *AIChE J.* 28, 353-379, 1982.

Shamlou, P. A; Pollard, D. J.; Ison, A. P., Volumetric Mass Transfer Coefficient in Concentric-Tube Airlift Bioreactors, *Chem. Eng. Sc.*, 50, 1579-1590, 1995.

Shi, L. K.; Riba, J. P.; Angelino, H., Estimation of Effective Shear Rate for Aerated Non-Newtonian Liquids in Airlift Bioreactors, *Chem. Eng. Commun.*, 89, 25-35, 1990.

Srivastava, P.; Kundu, S. Studies on Cephalosporin C Production in an Air-Lift Reactor using Different Growth modes of *Cephalosporium acremonium*. *Proc. Biochem.*, 34, 329-333, 1999.

Talaia, M.A.R., Terminal velocity of a bubble rise in a liquid column, *Proceedings of World Academy of Science, Engineering and Technology*, 22, 264-268, 2008.

Tung, H.L., Tu, C.C., Wu, W.T., Bubble characteristics and mass transfer in an airlift reactor with multiple net draft tubes. *Bioprocess Eng.* 18, 323-328, 1998.

Van Benthum, W. A. J.; Van der Lans, R. G. J. M.; Van Loosdrecht; Heijnen, J. J., Bubble recirculation regimes in an internal-loop airlift reactor, *Chem. Eng. Sc.* 54, 3995-4006, 1999.

Vasconcelos, J. M. T.; Rodrigues, J. M. L.; Orvalho, S. C. P.; Alves, S. S.; Mendes, R. L.; Reis, A., Effect of contaminants on mass transfer coefficients in bubble column and airlift contactors, *Chem. Eng. Sc.* 58, 1431 – 1440, 2003.

Wang, P. M.; Huang, T. K.; Cheng, H. P.; Chien, Y. H.; Wu, W. T., A Modified Airlift Reactor with High Capabilities of Liquid Mixing and Mass Transfer, *J. Chem. Eng. Jpn.* 35, 354-359, 2002.

Wilson, C, M. Fermentor design. In: Lydersen, B. K.; D'elia, N. A.; Nelson, K. L., *Bioprocess engineering systems, equipment and facilities*. John Willey & Sons, p. 3-67, 1994.

Wongsuchoto, P.; Charinpanitkul, T.; Pavasant, P., Bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors, *Chem. Eng. J.* 92, 81-90, 2003.

Yoshida F., Akita K., Performance of gas bubble columns - Volumetric liquid-phase mass transfer coefficient and gas holdup, *AIChE. J.* 11, 9-13, 1965.

Yuguo, Z.; Zhao, W.; Xialong, C.; Citric acid production from the mash of dried sweet potato with its dregs by *Aspergillus niger* in an external-loop airlift bioreactor, *Process Biochem.* 35, 237-242, 1999.



Zuber, L.; Dunn, I. J.; Deshusses, M. A., Comparative scale-up and cost estimation of a biological trickling filter and a three-phase airlift bioreactor for the removal of methylene chloride from polluted air, J. Air & Waste Manage Assoc., 47, 969-976, Technical Paper, 1997.

# Apêndice A

Dados experimentais de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e retenção gasosa para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos.

Dados de  $k_La$  e retenção gasosa para as soluções de goma xantana.

Reator	Fluido	Vazão de ar (L.min <sup>-1</sup> )	vvm (min <sup>-1</sup> )	$U_{GS}$ (m/s)	$k_La$ (1/s)	Retenção Gasosa (-)
2 Litros	XGS05	1,5	0,75	0,0105	0,0036	0,0120
2 Litros	XGS05	3	1,5	0,0210	0,0093	0,0208
2 Litros	XGS05	4,5	2,25	0,0316	0,0154	0,0351
2 Litros	XGS05	6	3	0,0421	0,0233	0,0462
2 Litros	XGS05	7,5	3,75	0,0526	0,0311	0,0652
2 Litros	XGS05	9	4,5	0,0631	0,0390	0,0833
2 Litros	XGS05	10,5	5,25	0,0737	0,0455	0,1008
2 Litros	XGS05	12	6	0,0842	0,0506	0,1153
2 Litros	XGS05	13,5	6,75	0,0947	0,0581	0,1429
2 Litros	XGS05	15	7,5	0,1052	0,0660	0,1667
2 Litros	XGS10	1,5	0,75	0,0105	0,0042	0,0120
2 Litros	XGS10	3	1,5	0,0210	0,0081	0,0265
2 Litros	XGS10	4,5	2,25	0,0316	0,0129	0,0379
2 Litros	XGS10	6	3	0,0421	0,0182	0,0517
2 Litros	XGS10	7,5	3,75	0,0526	0,0266	0,0678
2 Litros	XGS10	9	4,5	0,0631	0,0331	0,0884
2 Litros	XGS10	10,5	5,25	0,0737	0,0409	0,1033
2 Litros	XGS10	12	6	0,0842	0,0484	0,1223
2 Litros	XGS10	13,5	6,75	0,0947	0,0541	0,1429
2 Litros	XGS10	15	7,5	0,1052	0,0604	0,1667
2 Litros	XGS15	1,5	0,75	0,0105	0,0035	0,0120
2 Litros	XGS15	3	1,5	0,0210	0,0072	0,0179
2 Litros	XGS15	4,5	2,25	0,0316	0,0122	0,0294
2 Litros	XGS15	6	3	0,0421	0,0165	0,0435
2 Litros	XGS15	7,5	3,75	0,0526	0,0219	0,0571
2 Litros	XGS15	9	4,5	0,0631	0,0289	0,0704
2 Litros	XGS15	10,5	5,25	0,0737	0,0351	0,0884
2 Litros	XGS15	12	6	0,0842	0,0389	0,1081
2 Litros	XGS15	13,5	6,75	0,0947	0,0426	0,1316
2 Litros	XGS15	15	7,5	0,1052	0,0518	0,1560
2 Litros	XGS20	1,5	0,75	0,0105	0,0038	0,0090
2 Litros	XGS20	3	1,5	0,0210	0,0062	0,0149
2 Litros	XGS20	4,5	2,25	0,0316	0,0082	0,0237
2 Litros	XGS20	6	3	0,0421	0,0113	0,0435
2 Litros	XGS20	7,5	3,75	0,0526	0,0153	0,0571
2 Litros	XGS20	9	4,5	0,0631	0,0193	0,0704
2 Litros	XGS20	10,5	5,25	0,0737	0,0231	0,0833
2 Litros	XGS20	12	6	0,0842	0,0262	0,0959
2 Litros	XGS20	13,5	6,75	0,0947	0,0290	0,1129
2 Litros	XGS20	15	7,5	0,1052	0,0331	0,1293
2 Litros	XGS25	1,5	0,75	0,0105	0,0039	0,0060
2 Litros	XGS25	3	1,5	0,0210	0,0048	0,0149
2 Litros	XGS25	4,5	2,25	0,0316	0,0064	0,0208

2 Litros	XGS25	6	3	0,0421	0,0082	0,0323
2 Litros	XGS25	7,5	3,75	0,0526	0,0130	0,0490
2 Litros	XGS25	9	4,5	0,0631	0,0178	0,0652
2 Litros	XGS25	10,5	5,25	0,0737	0,0207	0,0808
2 Litros	XGS25	12	6	0,0842	0,0240	0,0959
2 Litros	XGS25	13,5	6,75	0,0947	0,0269	0,1129
2 Litros	XGS25	15	7,5	0,1052	0,0296	0,1316
5 Litros	XGS05	3,0	0,6	0,011	0,0058	0,0088
5 Litros	XGS05	6,0	1,2	0,023	0,0132	0,0175
5 Litros	XGS05	9,0	1,8	0,034	0,0200	0,0405
5 Litros	XGS05	12,0	2,4	0,045	0,0263	0,0566
5 Litros	XGS05	15,0	3	0,057	0,0315	0,0722
5 Litros	XGS05	18,0	3,6	0,068	0,0358	0,0909
5 Litros	XGS05	21,0	4,2	0,079	0,0413	0,1211
5 Litros	XGS05	24,0	4,8	0,091	0,0463	0,1346
5 Litros	XGS05	27,0	5,4	0,102	0,0520	0,1461
5 Litros	XGS05	30,0	6	0,113	0,0560	0,1667
5 Litros	XGS10	3,0	0,6	0,011	0,0061	0,0132
5 Litros	XGS10	6,0	1,2	0,023	0,0119	0,0302
5 Litros	XGS10	9,0	1,8	0,034	0,0189	0,0426
5 Litros	XGS10	12,0	2,4	0,045	0,0246	0,0586
5 Litros	XGS10	15,0	3	0,057	0,0300	0,0798
5 Litros	XGS10	18,0	3,6	0,068	0,0342	0,0982
5 Litros	XGS10	21,0	4,2	0,079	0,0380	0,1142
5 Litros	XGS10	24,0	4,8	0,091	0,0424	0,1313
5 Litros	XGS10	27,0	5,4	0,102	0,0440	0,1429
5 Litros	XGS10	30,0	6	0,113	0,0467	0,1604
5 Litros	XGS15	3,0	0,6	0,011	0,0058	0,0110
5 Litros	XGS15	6,0	1,2	0,023	0,0103	0,0239
5 Litros	XGS15	9,0	1,8	0,034	0,0155	0,0526
5 Litros	XGS15	12,0	2,4	0,045	0,0195	0,0702
5 Litros	XGS15	15,0	3	0,057	0,0235	0,0872
5 Litros	XGS15	18,0	3,6	0,068	0,0279	0,1018
5 Litros	XGS15	21,0	4,2	0,079	0,0299	0,1176
5 Litros	XGS15	24,0	4,8	0,091	0,0330	0,1313
5 Litros	XGS15	27,0	5,4	0,102	0,0352	0,1429
5 Litros	XGS15	30,0	6	0,113	0,0363	0,1541
5 Litros	XGS20	3,0	0,6	0,011	0,0044	0,0110
5 Litros	XGS20	6,0	1,2	0,023	0,0099	0,0217
5 Litros	XGS20	9,0	1,8	0,034	0,0126	0,0323
5 Litros	XGS20	12,0	2,4	0,045	0,0172	0,0506
5 Litros	XGS20	15,0	3	0,057	0,0214	0,0664
5 Litros	XGS20	18,0	3,6	0,068	0,0260	0,0816
5 Litros	XGS20	21,0	4,2	0,079	0,0276	0,1018
5 Litros	XGS20	24,0	4,8	0,091	0,0291	0,1176
5 Litros	XGS20	27,0	5,4	0,102	0,0316	0,1279
5 Litros	XGS20	30,0	6	0,113	0,0343	0,1379
5 Litros	XGS25	3,0	0,6	0,011	0,0040	0,0110
5 Litros	XGS25	6,0	1,2	0,023	0,0080	0,0217
5 Litros	XGS25	9,0	1,8	0,034	0,0105	0,0323

5 Litros	XGS25	12,0	2,4	0,045	0,0150	0,0486
5 Litros	XGS25	15,0	3	0,057	0,0185	0,0644
5 Litros	XGS25	18,0	3,6	0,068	0,0210	0,0798
5 Litros	XGS25	21,0	4,2	0,079	0,0240	0,0946
5 Litros	XGS25	24,0	4,8	0,091	0,0270	0,1089
5 Litros	XGS25	27,0	5,4	0,102	0,0287	0,1228
5 Litros	XGS25	30,0	6	0,113	0,0308	0,1363
10 Litros	XGS05	5,0	0,5	0,011	0,0056	0,0092
10 Litros	XGS05	10,0	1	0,021	0,0134	0,0323
10 Litros	XGS05	15,0	1,5	0,032	0,0203	0,0493
10 Litros	XGS05	20,0	2	0,042	0,0263	0,0690
10 Litros	XGS05	25,0	2,5	0,053	0,0300	0,0894
10 Litros	XGS05	30,0	3	0,063	0,0345	0,1089
10 Litros	XGS05	35,0	3,5	0,074	0,0420	0,1262
10 Litros	XGS05	40,0	4	0,085	0,0499	0,1388
10 Litros	XGS05	45,0	4,5	0,095	0,0567	0,1483
10 Litros	XGS05	50,0	5	0,106	0,0606	0,1576
10 Litros	XGS10	5,0	0,5	0,011	0,0044	0,0092
10 Litros	XGS10	10,0	1	0,021	0,0113	0,0235
10 Litros	XGS10	15,0	1,5	0,032	0,0177	0,0459
10 Litros	XGS10	20,0	2	0,042	0,0222	0,0722
10 Litros	XGS10	25,0	2,5	0,053	0,0268	0,0847
10 Litros	XGS10	30,0	3	0,063	0,0304	0,0985
10 Litros	XGS10	35,0	3,5	0,074	0,0358	0,1148
10 Litros	XGS10	40,0	4	0,085	0,0429	0,1276
10 Litros	XGS10	45,0	4,5	0,095	0,0475	0,1429
10 Litros	XGS10	50,0	5	0,106	0,0537	0,1563
10 Litros	XGS15	5,0	0,5	0,011	0,0037	0,0110
10 Litros	XGS15	10,0	1	0,021	0,0073	0,0182
10 Litros	XGS15	15,0	1,5	0,032	0,0114	0,0253
10 Litros	XGS15	20,0	2	0,042	0,0157	0,0340
10 Litros	XGS15	25,0	2,5	0,053	0,0206	0,0442
10 Litros	XGS15	30,0	3	0,063	0,0243	0,0526
10 Litros	XGS15	35,0	3,5	0,074	0,0287	0,0625
10 Litros	XGS15	40,0	4	0,085	0,0313	0,0738
10 Litros	XGS15	45,0	4,5	0,095	0,0341	0,0832
10 Litros	XGS15	50,0	5	0,106	0,0387	0,0924
10 Litros	XGS20	5,0	0,5	0,011	0,0039	0,0092
10 Litros	XGS20	10,0	1	0,021	0,0057	0,0128
10 Litros	XGS20	15,0	1,5	0,032	0,0106	0,0235
10 Litros	XGS20	20,0	2	0,042	0,0131	0,0357
10 Litros	XGS20	25,0	2,5	0,053	0,0142	0,0459
10 Litros	XGS20	30,0	3	0,063	0,0174	0,0526
10 Litros	XGS20	35,0	3,5	0,074	0,0198	0,0690
10 Litros	XGS20	40,0	4	0,085	0,0248	0,0801
10 Litros	XGS20	45,0	4,5	0,095	0,0275	0,0878
10 Litros	XGS20	50,0	5	0,106	0,0290	0,0970
10 Litros	XGS25	5,0	0,5	0,011	0,0032	0,0074
10 Litros	XGS25	10,0	1	0,021	0,0064	0,0128
10 Litros	XGS25	15,0	1,5	0,032	0,0093	0,0253

10 Litros	XGS25	20,0	2	0,042	0,0119	0,0357
10 Litros	XGS25	25,0	2,5	0,053	0,0137	0,0459
10 Litros	XGS25	30,0	3	0,063	0,0165	0,0526
10 Litros	XGS25	35,0	3,5	0,074	0,0202	0,0641
10 Litros	XGS25	40,0	4	0,085	0,0240	0,0738
10 Litros	XGS25	45,0	4,5	0,095	0,0253	0,0878
10 Litros	XGS25	50,0	5	0,106	0,0259	0,0970

Dados de  $k_{La}$  e retenção gasosa para as soluções de glicerol e água

Reator	Fluido	$U_{GS}$ (m/s)	Vazão de ar (L.min <sup>-1</sup> )	vvm (min <sup>-1</sup> )	$k_{La}$ (1/s)	Retenção Gasosa (-)
2 Litros	água	0,011	1,5	0,75	0,0065	0,0120
2 Litros	água	0,021	3	1,5	0,0164	0,0208
2 Litros	água	0,032	4,5	2,25	0,0278	0,0351
2 Litros	água	0,042	6	3	0,0369	0,0462
2 Litros	água	0,053	7,5	3,75	0,0463	0,0652
2 Litros	água	0,063	9	4,5	0,0572	0,0833
2 Litros	água	0,074	10,5	5,25	0,0668	0,1008
2 Litros	água	0,084	12	6	0,0736	0,1153
2 Litros	água	0,095	13,5	6,75	0,0806	0,1429
2 Litros	água	0,105	15	7,5	0,0837	0,1667
2 Litros	GS12	0,011	1,5	0,75	0,0022	0,0149
2 Litros	GS12	0,021	3	1,5	0,003	0,0237
2 Litros	GS12	0,032	4,5	2,25	0,0038	0,0435
2 Litros	GS12	0,042	6	3	0,0047	0,0598
2 Litros	GS12	0,053	7,5	3,75	0,0057	0,0833
2 Litros	GS12	0,063	9	4,5	0,0071	0,1008
2 Litros	GS12	0,074	10,5	5,25	0,0076	0,1153
2 Litros	GS12	0,084	12	6	0,0084	0,1316
2 Litros	GS12	0,095	13,5	6,75	0,0086	0,1429
2 Litros	GS12	0,105	15	7,5	0,0092	0,1538
2 Litros	GS10	0,011	1,5	0,75	0,002	0,0149
2 Litros	GS10	0,021	3	1,5	0,0029	0,0294
2 Litros	GS10	0,032	4,5	2,25	0,0042	0,0490
2 Litros	GS10	0,042	6	3	0,0048	0,0625
2 Litros	GS10	0,053	7,5	3,75	0,0062	0,0833
2 Litros	GS10	0,063	9	4,5	0,007	0,0959
2 Litros	GS10	0,074	10,5	5,25	0,0081	0,1129
2 Litros	GS10	0,084	12	6	0,0086	0,1247
2 Litros	GS10	0,095	13,5	6,75	0,0097	0,1429
2 Litros	GS10	0,105	15	7,5	0,0104	0,1646
2 Litros	GS8	0,011	1,5	0,75	0,0022	0,0090
2 Litros	GS8	0,021	3	1,5	0,0032	0,0149
2 Litros	GS8	0,032	4,5	2,25	0,0045	0,0435
2 Litros	GS8	0,042	6	3	0,0057	0,0704

2 Litros	GS8	0,053	7,5	3,75	0,0065	0,0833
2 Litros	GS8	0,063	9	4,5	0,0077	0,0984
2 Litros	GS8	0,074	10,5	5,25	0,0088	0,1153
2 Litros	GS8	0,084	12	6	0,0099	0,1316
2 Litros	GS8	0,095	13,5	6,75	0,0106	0,1495
2 Litros	GS8	0,105	15	7,5	0,0119	0,1646
2 Litros	GS6	0,011	1,5	0,75	0,0024	0,0149
2 Litros	GS6	0,021	3	1,5	0,0034	0,0294
2 Litros	GS6	0,032	4,5	2,25	0,0049	0,0435
2 Litros	GS6	0,042	6	3	0,0064	0,0571
2 Litros	GS6	0,053	7,5	3,75	0,0077	0,0704
2 Litros	GS6	0,063	9	4,5	0,0096	0,0833
2 Litros	GS6	0,074	10,5	5,25	0,011	0,1081
2 Litros	GS6	0,084	12	6	0,0125	0,1200
2 Litros	GS6	0,095	13,5	6,75	0,0134	0,1316
2 Litros	GS6	0,105	15	7,5	0,0148	0,1429
2 Litros	GS5	0,011	1,5	0,75	0,003	0,0237
2 Litros	GS5	0,021	3	1,5	0,0042	0,0379
2 Litros	GS5	0,032	4,5	2,25	0,0065	0,0571
2 Litros	GS5	0,042	6	3	0,0087	0,0704
2 Litros	GS5	0,053	7,5	3,75	0,0103	0,0833
2 Litros	GS5	0,063	9	4,5	0,0113	0,0959
2 Litros	GS5	0,074	10,5	5,25	0,013	0,1081
2 Litros	GS5	0,084	12	6	0,014	0,1200
2 Litros	GS5	0,095	13,5	6,75	0,0158	0,1316
2 Litros	GS5	0,105	15	7,5	0,0161	0,1429
2 Litros	GS3	0,011	1,5	0,75	0,003	0,0120
2 Litros	GS3	0,021	3	1,5	0,0054	0,0237
2 Litros	GS3	0,032	4,5	2,25	0,0075	0,0490
2 Litros	GS3	0,042	6	3	0,0104	0,0704
2 Litros	GS3	0,053	7,5	3,75	0,0122	0,0934
2 Litros	GS3	0,063	9	4,5	0,0145	0,1057
2 Litros	GS3	0,074	10,5	5,25	0,0154	0,1223
2 Litros	GS3	0,084	12	6	0,0171	0,1316
2 Litros	GS3	0,095	13,5	6,75	0,0207	0,1429
2 Litros	GS3	0,105	15	7,5	0,0232	0,1517
2 Litros	GS2	0,011	1,5	0,75	0,004	0,0237
2 Litros	GS2	0,021	3	1,5	0,0059	0,0379
2 Litros	GS2	0,032	4,5	2,25	0,0091	0,0571
2 Litros	GS2	0,042	6	3	0,0123	0,0704
2 Litros	GS2	0,053	7,5	3,75	0,0148	0,0833
2 Litros	GS2	0,063	9	4,5	0,0178	0,0959
2 Litros	GS2	0,074	10,5	5,25	0,0202	0,1081
2 Litros	GS2	0,084	12	6	0,0216	0,1200
2 Litros	GS2	0,095	13,5	6,75	0,0235	0,1316
2 Litros	GS2	0,105	15	7,5	0,0262	0,1429
5 Litros	água	0,011	3,0	0,6	0,0094	0,0239
5 Litros	água	0,023	6,0	1,2	0,0185	0,0426
5 Litros	água	0,034	9,0	1,8	0,0258	0,0605
5 Litros	água	0,045	12,0	2,4	0,0312	0,0722

5 Litros	água	0,057	15,0	3	0,0361	0,0854
5 Litros	água	0,068	18,0	3,6	0,0406	0,1000
5 Litros	água	0,079	21,0	4,2	0,0463	0,1194
5 Litros	água	0,091	24,0	4,8	0,0535	0,1279
5 Litros	água	0,102	27,0	5,4	0,0627	0,1477
5 Litros	água	0,113	30,0	6	0,0697	0,1589
5 Litros	GS12	0,011	3,0	0,6	0,002	0,0217
5 Litros	GS12	0,023	6,0	1,2	0,003	0,0364
5 Litros	GS12	0,034	9,0	1,8	0,0037	0,0526
5 Litros	GS12	0,045	12,0	2,4	0,0049	0,0664
5 Litros	GS12	0,057	15,0	3	0,0056	0,0779
5 Litros	GS12	0,068	18,0	3,6	0,007	0,0909
5 Litros	GS12	0,079	21,0	4,2	0,0077	0,1036
5 Litros	GS12	0,091	24,0	4,8	0,008	0,1124
5 Litros	GS12	0,102	27,0	5,4	0,0089	0,1262
5 Litros	GS12	0,113	30,0	6	0,009	0,1346
5 Litros	GS10	0,011	3,0	0,6	0,0022	0,0175
5 Litros	GS10	0,023	6,0	1,2	0,0036	0,0426
5 Litros	GS10	0,034	9,0	1,8	0,005	0,0566
5 Litros	GS10	0,045	12,0	2,4	0,0061	0,0722
5 Litros	GS10	0,057	15,0	3	0,0074	0,0891
5 Litros	GS10	0,068	18,0	3,6	0,0083	0,1000
5 Litros	GS10	0,079	21,0	4,2	0,0096	0,1089
5 Litros	GS10	0,091	24,0	4,8	0,0102	0,1262
5 Litros	GS10	0,102	27,0	5,4	0,0105	0,1346
5 Litros	GS10	0,113	30,0	6	0,0123	0,1461
5 Litros	GS8	0,011	3,0	0,6	0,0027	0,0110
5 Litros	GS8	0,023	6,0	1,2	0,0042	0,0323
5 Litros	GS8	0,034	9,0	1,8	0,0059	0,0466
5 Litros	GS8	0,045	12,0	2,4	0,0071	0,0644
5 Litros	GS8	0,057	15,0	3	0,0082	0,0816
5 Litros	GS8	0,068	18,0	3,6	0,0096	0,0946
5 Litros	GS8	0,079	21,0	4,2	0,0112	0,1036
5 Litros	GS8	0,091	24,0	4,8	0,0123	0,1211
5 Litros	GS8	0,102	27,0	5,4	0,013	0,1346
5 Litros	GS8	0,113	30,0	6	0,0162	0,1429
5 Litros	GS6	0,011	3,0	0,6	0,0033	0,0175
5 Litros	GS6	0,023	6,0	1,2	0,0048	0,0323
5 Litros	GS6	0,034	9,0	1,8	0,0067	0,0526
5 Litros	GS6	0,045	12,0	2,4	0,0088	0,0644
5 Litros	GS6	0,057	15,0	3	0,01	0,0854
5 Litros	GS6	0,068	18,0	3,6	0,0112	0,1036
5 Litros	GS6	0,079	21,0	4,2	0,0147	0,1176
5 Litros	GS6	0,091	24,0	4,8	0,0168	0,1296
5 Litros	GS6	0,102	27,0	5,4	0,0195	0,1429
5 Litros	GS5	0,011	3,0	0,6	0,0032	0,0217
5 Litros	GS5	0,023	6,0	1,2	0,006	0,0385
5 Litros	GS5	0,034	9,0	1,8	0,0084	0,0486
5 Litros	GS5	0,045	12,0	2,4	0,0105	0,0683
5 Litros	GS5	0,057	15,0	3	0,0118	0,0854



5 Litros	GS5	0,068	18,0	3,6	0,0132	0,1000
5 Litros	GS5	0,079	21,0	4,2	0,0158	0,1089
5 Litros	GS5	0,091	24,0	4,8	0,0191	0,1262
5 Litros	GS5	0,102	27,0	5,4	0,0205	0,1396
5 Litros	GS3	0,011	3,0	0,6	0,0039	0,0217
5 Litros	GS3	0,023	6,0	1,2	0,0065	0,0426
5 Litros	GS3	0,034	9,0	1,8	0,0092	0,0586
5 Litros	GS3	0,045	12,0	2,4	0,0121	0,0779
5 Litros	GS3	0,057	15,0	3	0,0147	0,0927
5 Litros	GS3	0,068	18,0	3,6	0,0164	0,1089
5 Litros	GS3	0,079	21,0	4,2	0,0184	0,1262
5 Litros	GS2	0,011	3,0	0,6	0,0043	0,0217
5 Litros	GS2	0,023	6,0	1,2	0,0073	0,0426
5 Litros	GS2	0,034	9,0	1,8	0,0105	0,0586
5 Litros	GS2	0,045	12,0	2,4	0,0133	0,0779
5 Litros	GS2	0,057	15,0	3	0,0167	0,0927
5 Litros	GS2	0,068	18,0	3,6	0,0207	0,1089
5 Litros	GS2	0,079	21,0	4,2	0,0237	0,1262
10 Litros	água	0,011	5,0	0,5	0,0088	0,0146
10 Litros	água	0,021	10,0	1	0,0162	0,0288
10 Litros	água	0,032	15,0	1,5	0,0244	0,0459
10 Litros	água	0,042	20,0	2	0,0333	0,0674
10 Litros	água	0,053	25,0	2,5	0,0389	0,0847
10 Litros	água	0,063	30,0	3	0,047	0,1015
10 Litros	água	0,074	35,0	3,5	0,0541	0,1191
10 Litros	água	0,085	40,0	4	0,0613	0,1360
10 Litros	água	0,095	45,0	4,5	0,0675	0,1483
10 Litros	água	0,106	50,0	5	0,0717	0,1602
10 Litros	GS12	0,011	5,0	0,5	0,002	0,0128
10 Litros	GS12	0,021	10,0	1	0,0035	0,0270
10 Litros	GS12	0,032	15,0	1,5	0,0032	0,0374
10 Litros	GS12	0,042	20,0	2	0,0047	0,0459
10 Litros	GS12	0,053	25,0	2,5	0,0052	0,0543
10 Litros	GS12	0,063	30,0	3	0,0061	0,0609
10 Litros	GS12	0,074	35,0	3,5	0,0067	0,0690
10 Litros	GS12	0,085	40,0	4	0,0074	0,0785
10 Litros	GS12	0,095	45,0	4,5	0,0083	0,0894
10 Litros	GS12	0,106	50,0	5	0,0089	0,1000
10 Litros	GS10	0,011	5,0	0,5	0,0022	0,0182
10 Litros	GS10	0,021	10,0	1	0,0034	0,0305
10 Litros	GS10	0,032	15,0	1,5	0,0049	0,0459
10 Litros	GS10	0,042	20,0	2	0,0058	0,0559
10 Litros	GS10	0,053	25,0	2,5	0,0069	0,0722
10 Litros	GS10	0,063	30,0	3	0,0081	0,0847
10 Litros	GS10	0,074	35,0	3,5	0,0088	0,0970
10 Litros	GS10	0,085	40,0	4	0,0092	0,1104
10 Litros	GS10	0,095	45,0	4,5	0,0111	0,1220
10 Litros	GS10	0,106	50,0	5	0,0116	0,1332
10 Litros	GS8	0,011	5,0	0,5	0,0024	0,0182
10 Litros	GS8	0,021	10,0	1	0,0041	0,0305

10 Litros	GS8	0,032	15,0	1,5	0,0056	0,0476
10 Litros	GS8	0,042	20,0	2	0,0077	0,0609
10 Litros	GS8	0,053	25,0	2,5	0,0088	0,0769
10 Litros	GS8	0,063	30,0	3	0,0106	0,0847
10 Litros	GS8	0,074	35,0	3,5	0,0116	0,1000
10 Litros	GS8	0,085	40,0	4	0,0153	0,1089
10 Litros	GS8	0,095	45,0	4,5	0,0157	0,1220
10 Litros	GS8	0,106	50,0	5	0,0197	0,1332
10 Litros	GS6	0,011	5,0	0,5	0,0028	0,0182
10 Litros	GS6	0,021	10,0	1	0,0058	0,0374
10 Litros	GS6	0,032	15,0	1,5	0,0076	0,0559
10 Litros	GS6	0,042	20,0	2	0,0095	0,0738
10 Litros	GS6	0,053	25,0	2,5	0,0112	0,0878
10 Litros	GS6	0,063	30,0	3	0,0141	0,1030
10 Litros	GS6	0,074	35,0	3,5	0,0141	0,1148
10 Litros	GS6	0,085	40,0	4	0,0168	0,1248
10 Litros	GS5	0,011	5,0	0,5	0,003	0,0182
10 Litros	GS5	0,021	10,0	1	0,0055	0,0323
10 Litros	GS5	0,032	15,0	1,5	0,0077	0,0526
10 Litros	GS5	0,042	20,0	2	0,0086	0,0690
10 Litros	GS5	0,053	25,0	2,5	0,0102	0,0847
10 Litros	GS5	0,063	30,0	3	0,0127	0,1000
10 Litros	GS5	0,074	35,0	3,5	0,0161	0,1118
10 Litros	GS5	0,085	40,0	4	0,0178	0,1220
10 Litros	GS5	0,095	45,0	4,5	0,0208	0,1360
10 Litros	GS5	0,106	50,0	5	0,0226	0,1496
10 Litros	GS3	0,011	5,0	0,5	0,0035	0,0182
10 Litros	GS3	0,021	10,0	1	0,0072	0,0323
10 Litros	GS3	0,032	15,0	1,5	0,009	0,0442
10 Litros	GS3	0,042	20,0	2	0,011	0,0690
10 Litros	GS3	0,053	25,0	2,5	0,013	0,0816
10 Litros	GS3	0,063	30,0	3	0,0156	0,1015
10 Litros	GS3	0,074	35,0	3,5	0,0169	0,1220
10 Litros	GS3	0,085	40,0	4	0,0195	0,1360
10 Litros	GS2	0,011	5,0	0,5	0,0037	0,0182
10 Litros	GS2	0,021	10,0	1	0,0071	0,0323
10 Litros	GS2	0,032	15,0	1,5	0,0106	0,0526
10 Litros	GS2	0,042	20,0	2	0,013	0,0690
10 Litros	GS2	0,053	25,0	2,5	0,0156	0,0847
10 Litros	GS2	0,063	30,0	3	0,0196	0,1000
10 Litros	GS2	0,074	35,0	3,5	0,0223	0,1118
10 Litros	GS2	0,085	40,0	4	0,0257	0,1220
10 Litros	GS2	0,095	45,0	4,5	0,0273	0,1360
10 Litros	GS2	0,106	50,0	5	0,0299	0,1496