

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

Mateus Nordi Esperança

**INFLUÊNCIA DE ASPECTOS GEOMÉTRICOS NA HIDRODINÂMICA E
TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO DE BIORREACTORES *AIRLIFT* DE
CIRCULAÇÃO INTERNA**

São Carlos – SP

2014

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

INFLUÊNCIA DE ASPECTOS GEOMÉTRICOS NA HIDRODINÂMICA E
TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO DE BIORREATORES *AIRLIFT* DE CIRCULAÇÃO
INTERNA

Mateus Nordi Esperança

Aluno de Pós-graduação

Alberto Colli Badino Júnior

Orientador (PPG-EQ/UFSCar)

Marcel Otávio Cerri

Co-orientador (UFSJ)

Dissertação apresentada
ao Programa de Pós-graduação em
Engenharia Química da Universidade
Federal de São Carlos (PPG-
EQ/UFSCar), como parte dos requisitos
necessários para obtenção do título de
Mestre em Engenharia Química, área
de concentração em **Pesquisa e
Desenvolvimento de Processos
Químicos**.

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

E77ia

Esperança, Mateus Nordi.

Influência de aspectos geométricos na hidrodinâmica e transferência de oxigênio de biorreatores *airlift* de circulação interna / Mateus Nordi Esperança. -- São Carlos : UFSCar, 2014.

106 f.


Dissertação (Mestrado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2014.

1. Engenharia química. 2. Biorreator não convencional. 3. Região de mistura. I. Título.

CDD: 660 (20^a)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE **MATEUS NORDI ESPERANÇA** APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 28 DE FEVEREIRO DE 2014.

BANCA EXAMINADORA:



Alberto Colli Badino Júnior
Orientador, UFSCar



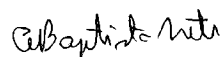
Marcel Otávio Cerri
Coorientador, UFSJ



Rodrigo Béttega
UFSCar



Cristiane Sanchez Farinas
UFSCar



Álvaro de Baptista Neto
UNESP

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho aos meus pais José Roberto e Sandra, e ao amor da minha vida Daniela.

Este trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Engenharia Bioquímica (LEB) do Departamento de Engenharia Química (DEQ) da Universidade Federal de São Carlos (UFSCar) e contou com o apoio financeiro do Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional do Petróleo, Gás natural e Biocombustíveis (PRH-ANP/MCT N° 44).



anp
Agência Nacional
do Petróleo,
Gás Natural e Biocombustíveis



AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pela presença constante em minha vida;

Ao Prof. Dr. Alberto Colli Badino Júnior pela orientação deste trabalho, pela amizade e paciência, e pelo entusiasmo e dedicação em ensinar ao longo destes anos em que trabalhamos juntos;

Ao Prof. Dr. Marcel Otávio Cerri pelas dicas, sugestões e colaboração no desenvolvimento deste trabalho;

Aos meus pais pelo amor e pelo incentivo em buscar os meus sonhos;

À minha noiva Daniela pelo amor, compreensão, paciência e carinho durante esta etapa da minha vida;

Aos colegas de laboratório Cecília, Maritza, Fernanda, Jorge, Caroline, Liliane e Guilherme pelo companheirismo, pois compartilharam dos momentos de alegria e felicidade, mas também os momentos de frustração;

Aos técnicos Oscar e Amadeus pela ajuda cedida no desenvolvimento do trabalho,

Aos amigos da graduação que insistem em me visitar em São Carlos para lembrar os momentos que passamos juntos;

Ao Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (PRH/ANP) pela oportunidade de realizar esta especialização, pela bolsa de mestrado e pelo suporte financeiro;

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP, Proc. 2011/23807-1) pelo auxílio financeiro.

RESUMO

O desempenho de biorreatores pneumáticos depende fortemente das suas características geométricas, como o vão livre na base, a razão entre as áreas de escoamento, a altura de líquido e o *design* da região de mistura. Embora diferentes geometrias tenham sido propostas na literatura, ainda há necessidade de estudos mais aprofundados, com o intuito de se obter projetos de biorreatores mais adequados aos bioprocessos. O presente estudo avaliou a influência da geometria da região de mistura na hidrodinâmica e transferência de oxigênio em biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos de 10 L, empregando-se fluidos Newtonianos e não-Newtonianos, a fim de se definir o melhor conjunto de características geométricas. Para isso, variou-se o ângulo da região de mistura (α) (ângulo entre a lateral da região de mistura e o eixo horizontal) de 30° a 90° e a fração volumétrica de líquido na região de mistura ($FV_{L,RM}$) (razão entre o volume de líquido contido apenas na região de mistura e o volume de líquido total do biorreator) de 0,10 a 0,30. Os resultados mostraram que para ambos fluidos (Newtoniano e não-Newtoniano), o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) aumentou com o incremento em α e a diminuição de $FV_{L,RM}$. Entretanto, esta configuração de geometria da região de mistura proporcionou baixa retenção gasosa (ϵ_G), indicando baixos valores de diâmetro das bolhas (d_B) nesta condição. Empregando-se a melhor geometria da região de mistura ($\alpha=90^\circ$; $FV_{L,RM}=0,10$), para o fluido não-Newtoniano, na condição de 5,0 vvm, obteve-se valores de $k_L a$ e ϵ_G de 0,017 s⁻¹ e 0,11, respectivamente. Além disso, verificou-se que esta combinação de parâmetros geométricos conduziu a um escoamento gás-líquido com valores intermediários de coeficiente de arrasto (C_D), sugerindo condições amenas de cisalhamento. Através da estimativa da velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) para a melhor geometria em termos de transferência de oxigênio, observou-se uma variação entre 1500 e 2400 s⁻¹, sendo estes valores da mesma ordem de grandeza quando comparados a outros biorreatores *airlift*. Esses resultados reforçam a viabilidade de utilização desta geometria em aplicações com microrganismos sensíveis ao cisalhamento.

Palavras-chave: biorreator *airlift*, região de mistura, geometria, hidrodinâmica, transferência de oxigênio, velocidade de cisalhamento média.

ABSTRACT

The performance of pneumatic bioreactors is highly related to their geometric characteristics, such as the bottom clearance, riser to downcomer cross sectional area ratio, liquid height and the gas-liquid separator design. Although new geometries have been proposed, it is still necessary deeper studies to obtain more adequate reactor projects for bioprocess applications. This study evaluated the influence of the gas-liquid separator design on the hydrodynamics and oxygen transfer of 10-L concentric-tube airlift bioreactors, using Newtonian and non-Newtonian fluids and in order to define the better set of geometric characteristics. To reach this aim, the gas-liquid separator openness angle (α) varied from 30° to 90° and the volume fraction of fluid present on the gas-liquid separator section ($FV_{L,GLS}$) varied from 0.10 to 0.30. The results indicated that for both fluids (Newtonian and non-Newtonian), the overall volumetric oxygen transfer coefficient ($k_L a$) increased with the increase in α and a decrease in $FV_{L,GS}$. Meanwhile, this gas-liquid separator geometry caused low global gas hold-up (ϵ_G), suggesting the reduction of mean bubble diameter (d_B) for this condition. Operating with the non-Newtonian fluid at 5.0 vvm, the best gas-liquid separator geometry ($\alpha=90^\circ$, $FV_{L,GLS}=0,10$) exhibited $k_L a$ and ϵ_G of $0,017 \text{ s}^{-1}$ and 0,11, respectively. Moreover, this set of geometric characteristics lead to a gas-liquid flow with intermediate values for the drag coefficient (C_D), suggesting moderate shear conditions. For the best geometry, the average shear rate varied from 1500 to 2400 s^{-1} , in a similar range when compared to other airlift bioreactors. These results indicate the feasibility to use this bioreactor geometry in applications with shear-sensitive microorganisms.

Keywords: airlift bioreactor, gas-liquid separator, geometry, hydrodynamics, oxygen transfer, shear rate.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Esquema de um biorreator convencional dotado de um sistema de múltiplos impelidores.....	22
Figura 2.2 – Foto de uma turbina de seis pás planas.....	22
Figura 2.3 – Esquema de um biorreator coluna de bolhas.....	23
Figura 2.4 – Esquema dos regimes de escoamento em um reator coluna de bolhas:	24
Figura 2.5 – Desenho das regiões de escoamento de um biorreator <i>airlift</i>	26
Figura 2.6 – Esquema de um biorreator <i>airlift</i> de circulação externa.	27
Figura 2.7 – Esquema de funcionamento de biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna:	28
Figura 2.8 – Regimes de circulação em biorreatores <i>airlift</i>	33
Figura 2.9 – Representação das forças de pressão e cisalhamento atuando em um elemento de área infinitesimal em um corpo imerso em um fluido.....	34
Figura 2.10 – Esquema das resistências associadas à transferência de oxigênio em bioprocessos.	39
Figura 2.11 – Esquema da interface gás-líquido com as duas películas estagnadas.	41
Figura 2.12 – Diagrama das interações entre parâmetros hidrodinâmicos e variáveis de operação e de projeto.	47
Figura 2.13 – Esquema de um biorreator <i>airlift</i> de cilindros concêntricos com as suas respectivas regiões de escoamento.	48
Figura 2.14 – Comparação entre os resultados experimentais de Ouyoung, Chisti e Moo-Young (1989) e valores previstos pela Equação 2.39.....	49
Figura 2.15 – Gráfico da variação da retenção gasosa global para aspersores cilíndricos:	54
Figura 2.16 – Gráfico da variação da velocidade superficial do líquido na região de subida para aspersores cilíndricos: (○) C-1; (□) C-2; (◇) C-3; (Δ) C-4.	55
Figura 2.17 – Desenho de diferentes configurações da região de mistura: (a) sem prisma; (b) prisma inclinado em 45° para o <i>riser</i> ; (c) prisma horizontal; (d) prisma inclinado em 45° para o <i>downcomer</i>	57
Figura 2.18 – Esquema representativo dos biorreatores <i>airlift</i> com região de mistura alargada (A) e convencional (B).	59
Figura 3.1 - Esquema representativo de um biorreator <i>airlift</i> com região de mistura expandida.....	62
Figura 3.2 – Diferentes configurações de biorreatores <i>airlift</i> avaliadas no presente estudo.	63
Figura 3.3 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido na determinação do tempo de atraso do eletrodo.....	66
Figura 4.1 – Gráfico de contorno do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função do ângulo de abertura e da fração de líquido na região de mistura: (a) $x_3 = -1,68$ ($\phi_{AR} = 1,0$ vvm); (b) $x_3 = 0$ ($\phi_{AR} = 3,0$ vvm); (c) $x_3 = 1,68$ ($\phi_{AR} = 5,0$ vvm).....	77
Figura 4.2 – Gráfico de contorno de retenção gasosa global em função do ângulo de abertura e da fração de líquido na região de mistura: (a) $x_3 = -1,68$ ($\phi_{AR} = 1,0$ vvm); (b) $x_3 = 0$ ($\phi_{AR} = 3,0$ vvm); (c) $x_3 = 1,68$ ($\phi_{AR} = 5,0$ vvm).	78
Figura 4.3 – Valores previstos do coeficiente de arrasto (C_D) em função do número de Reynolds, empregando-se diferentes correlações.	81

Figura 4.4 – Gráfico de contorno do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função do ângulo da região de mistura e da fração de líquido na região de mistura para biorreator <i>airlift</i> operando com fluido não-Newtoniano: (a) $x_3=-1,68$ ($\phi_{AR}=1,0$ vvm); (b) $x_3=0$ ($\phi_{AR}=3,0$ vvm); (c) $x_3=1,68$ ($\phi_{AR}=5,0$ vvm).	86
Figura 4.5 – Gráfico de contorno de retenção gasosa global em função do ângulo de abertura e da fração de líquido na região de mistura para biorreator <i>airlift</i> operando com fluido não-Newtoniano: (a) $x_3=-1,68$ ($\phi_{AR}=1,0$ vvm); (b) $x_3=0$ ($\phi_{AR}=3,0$ vvm); (c) $x_3=1,68$ ($\phi_{AR}=5,0$ vvm).	87
Figura 4.6 – Gráfico do efeito do nível de líquido sobre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para diferentes vazões de ar e ângulos da região de mistura.	89
Figura 4.7 – Gráfico do efeito do nível de líquido sobre a retenção gasosa global para diferentes vazões de ar e ângulos da região de mistura.	90
Figura 4.8 – Gráfico do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função de U_{GR} , para biorreator <i>airlift</i> com $\alpha=90^\circ$ e $FV_{L,RM}=0,10$ operando com fluidos Newtonianos à 32°C	92
Figura 4.9 – Gráfico do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função de U_{GR} para biorreator <i>airlift</i> com $\alpha=90^\circ$ e $FV_{L,RM}=0,10$ operando com fluidos não-Newtonianos à 32°C	93
Figura 4.10 – Gráfico da velocidade de cisalhamento média em função da velocidade superficial do gás na região de subida para biorreatores <i>airlift</i> de cilindros concêntricos de diferentes escalas, considerando um fluido não-Newtoniano com $K = 1,01 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$ e $n = 0,28$	94

LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1 – Principais exemplos de biorreatores.....20

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Correlações para a determinação do coeficiente de arrasto em bolhas.	35
Tabela 2.2 – Valores dos parâmetros das Equações 2.49 e 2.50.	58
Tabela 3.1 – Viscosidade dinâmica dos fluidos Newtonianos.	64
Tabela 3.2 – Parâmetros reológicos dos fluidos não-Newtonianos.	64
Tabela 3.3 – Matriz do planejamento experimental.	73
Tabela 3.4 – Valores das variáveis reais e codificadas.	73
Tabela 4.1 – Resultados de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) e de retenção gasosa global (ϵ_G) para biorreatores <i>airlift</i> operando com água destilada.	74
Tabela 4.2 – Análise de variância e coeficiente de determinação para os modelos de k_{La} e ϵ_G , obtidos para biorreatores <i>airlift</i> operando com água destilada.	75
Tabela 4.3 – Características geométricas dos biorreatores e fluidos empregados na avaliação da influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores <i>airlift</i> de cilindros concêntricos.	76
Tabela 4.4 – Valores estimados do diâmetro médio das bolhas (d_B) nos sistemas operados com água destilada.	80
Tabela 4.5 – Valores previstos do coeficiente de arrasto para cada ensaio, empregando-se diferentes correlações.	81
Tabela 4.6 – Resultados de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) e de retenção gasosa global (ϵ_G) para biorreatores <i>airlift</i> operando com fluido não-Newtoniano.	83
Tabela 4.7 – Análise de variância e coeficiente de determinação para as superfícies de resposta de k_{La} e ϵ_G , obtidas para biorreatores <i>airlift</i> operando com fluido não-Newtoniano.	84
Tabela 4.8 – Valores da razão entre as áreas de escoamento e da relação altura-diâmetro para diferentes biorreatores <i>airlift</i>	95

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Definição	Unidade
A	Área característica de um corpo submerso	m ²
a	Área interfacial específica de transferência de massa ..	m ⁻¹
A _D	Área da região de descida	m ²
A _d	Área de escoamento livre no <i>downcomer</i>	m ²
A _D /A _R	Razão entre as áreas das regiões de descida e subida	-
A _R	Área da região de subida	m ²
A _S	Área da seção transversal da região de mistura alargada	m ²
A _S /A	Razão entre as áreas da seção transversal da região de mistura alargada e do corpo principal do biorreator .	-
B	Razão espacial da base do biorreator	-
b ,c, d	Constantes da Equação 3.14	
C	Concentração de oxigênio no meio líquido	kg.m ⁻³
C ₀	Concentração de oxigênio dissolvido em t=t ₀	kg.m ⁻³
C _C	Concentração de oxigênio dissolvido utilizada em estratégia de controle de cultivos à concentração constante	kg.m ⁻³
C _D	Coeficiente de arrasto	-
C _e	Concentração de oxigênio dissolvido medida pelo eletrodo	kg.m ⁻³
C _{e0}	Concentração de oxigênio dissolvido medida pelo eletrodo na condição inicial de aeração do sistema	kg.m ⁻³
C _{eS}	Concentração de oxigênio dissolvido medida pelo eletrodo na condição de saturação do sistema	kg.m ⁻³
C _i	Concentração de oxigênio dissolvido em equilíbrio com p _i	kg.m ⁻³
C _L	Coeficiente de sustentação	-
C _S	Concentração de oxigênio dissolvido no líquido em equilíbrio com p _g , de acordo com a Lei de Henry	kg.m ⁻³
C _t	Razão entre o diâmetro do biorreator e o vão livre na	-

	base	
C_X	Concentração celular	kg.m^{-3}
D	Força de arrasto atuante em um corpo submerso	N
d_B	Diâmetro médio das bolhas de ar	m
d_C	Diâmetro do corpo principal do biorreator	m
D_L	Difusividade do oxigênio na fase líquida	$\text{m}^2.\text{s}^{-1}$
D_R	Diâmetro do biorreator	m
D_S	Diâmetro da região de mistura alargada	m
e, f, i	Constantes da Equação 3.15	
F_{CALC}	Valor do teste-F calculado para o modelo	-
Fr	Número de Froude	-
F_{TAB}	Valor do teste-F tabelado	-
$FV_{L,RM}$	Fração volumétrica de líquido na região de mistura	-
F_x	Componente no eixo x da força atuante sobre um corpo submerso	N
F_y	Componente no eixo y da força atuante sobre um corpo submerso	N
g	Aceleração da gravidade	m.s^{-2}
Ga	Número de Galileo	-
H	Constante de Henry	$\text{kg.m}^{-3}.\text{Pa}^{-1}$
h_B	Vão livre na base do biorreator	m
$h_{D,RM}$	Nível da dispersão gás-líquido na região de mistura	m
$h_{L,RM}$	Nível de líquido na região de mistura	m
H_R/D_R	Relação altura-diâmetro do biorreator	-
h_S	Vão livre no topo do biorreator	m
K	Índice de consistência de um fluido não-Newtoniano	Pa.s^n
k_e	Constante de atraso do eletrodo	s^{-1}
k_g	Coeficiente de transferência de massa da película gasosa estagnada	m.s^{-1}
K_g	Coeficiente global de transferência de massa usando a fase gasosa como referência	m.s^{-1}
k_L	Coeficiente de transferência de massa da película líquida estagnada	m.s^{-1}

K_L	Coeficiente de transferência de massa usando a fase líquida como referência	$m.s^{-1}$
$k_{L,a}$	Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ...	s^{-1}
L	Força de sustentação atuante em um corpo submerso .	N
m_0	Coeficiente de manutenção celular para oxigênio	s^{-1}
n	Índice de escoamento de um fluido não-Newtoniano	-
n_{O_2}	Fluxo mássico de oxigênio	$kg.m^{-2}.s^{-1}$
ρ	Tensão normal devido à pressão em um corpo	Pa
p_g	Pressão parcial de oxigênio no seio gasoso	Pa
p_i	Pressão parcial de oxigênio na interface gás-líquido	Pa
p_L	Pressão parcial de oxigênio em um gás em suposto equilíbrio com a concentração C de oxigênio no seio líquido, de acordo com a Lei de Henry	Pa
Q_G	Vazão volumétrica de gás	$m^3.s^{-1}$
Q_{O_2}	Velocidade específica de respiração celular	s^{-1}
R	Razão de resistência ao escoamento no <i>downcomer</i> ...	-
R^2	Coeficiente de determinação do modelo	-
Re_b	Número de Reynolds de uma bolha	-
Re_m	Número de Reynolds da dispersão gás-líquido	-
Sh	Número de Sherwood	-
t	Tempo	s
T	Razão espacial do topo do biorreator	-
t_c	Tempo de circulação	s
t_m	Tempo de mistura	s
U	Velocidade relativa entre um corpo submerso e o fluido	$m.s^{-1}$
u_∞	Velocidade terminal de uma bolha de ar	$m.s^{-1}$
U_G	Velocidade superficial do gás	$m.s^{-1}$
$U_G - U_L$	Velocidade relativa entre as fases gasosa e líquida	$m.s^{-1}$
U_{GR}	Velocidade superficial do gás na região de subida	$m.s^{-1}$
U_L	Velocidade superficial de circulação do líquido	$m.s^{-1}$
U_{LD}	Velocidade superficial do líquido na região de descida .	$m.s^{-1}$
U_{LR}	Velocidade superficial do líquido na região de subida....	$m.s^{-1}$
V_D	Volume da dispersão gás-líquido	m^3

$V_{D,RM}$	Volume da dispersão gás-líquido presente na região de mistura	m^3
V_G	Volume de gás retido na dispersão gás-líquido	m^3
V_L	Volume total de líquido no biorreator	m^3
V_{LD}	Velocidade intersticial do líquido na região de descida .	$m.s^{-1}$
$V_{L,RM}$	Volume de líquido presente na região de mistura	m^3
V_{LR}	Velocidade intersticial do líquido na região de subida ...	$m.s^{-1}$
x_1	Variável codificada para o ângulo da região de mistura	-
x_2	Variável codificada para a fração volumétrica de líquido na região de mistura	-
x_3	Variável codificada para a vazão específica de ar	-
x_C	Caminho médio percorrido pelo fluido em sua circulação no interior do biorreator	m
Y	Razão espacial da região de mistura do biorreator	-
Y_0	Fator de conversão oxigênio-célula	-
α	Ângulo da região de mistura	°
β	Constante da Equação 2.19	
$\beta_0, \beta_1, \beta_2,$ $\beta_3, \beta_{11}, \beta_{22},$ $\beta_{33}, \beta_{12}, \beta_{13},$ β_{23}	Constantes da Equação 3.24	
γ	Velocidade de cisalhamento	s^{-1}
γ_m	Velocidade de cisalhamento média	s^{-1}
δ, l	Constantes da Equação 2.50	
ε_D	Retenção gasosa na região de descida	-
ε_G	Retenção gasosa global	-
$\varepsilon_{G,MÁX}$	Fração volumétrica máxima da fase gasosa	-
ε_R	Retenção gasosa na região de subida	-
κ, λ	Constantes da Equação 2.51	
μ	Viscosidade dinâmica de um fluido Newtoniano	Pa.s
μ_{AP}	Viscosidade aparente de um fluido não-Newtoniano	Pa.s
μ_G	Viscosidade da fase gasosa	Pa.s
μ_L	Viscosidade dinâmica da fase líquida	Pa.s ⁿ

μ_m	Viscosidade da dispersão gás-líquido	Pa.s
μ_X	Velocidade específica de crescimento celular	s^{-1}
ν_L	Viscosidade cinemática da fase líquida	$m^2.s^{-1}$
ρ	Densidade do fluido que envolve um corpo submerso ..	$kg.m^{-3}$
ρ_G	Densidade da fase gasosa	$kg.m^{-3}$
ρ_L	Densidade da fase líquida	$kg.m^{-3}$
τ	Tensão de cisalhamento	Pa
τ_e	Tempo de atraso do eletrodo	s
τ_P	Tensão de cisalhamento na parede de um corpo submerso	Pa
Φ_{AR}	Vazão específica de ar	vvm
Ψ	Parâmetro calculado a partir da Equação 3.9	s^{-1}

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	17
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	20
2.1	Biorreatores	20
2.1.1	Biorreator agitado mecanicamente e aerado	21
2.1.2	Biorreator coluna de bolhas	22
2.1.3	Biorreator airlift.....	25
2.2	Parâmetros hidrodinâmicos de biorreatores airlift.....	29
2.2.1	Velocidade superficial do gás	29
2.2.2	Retenção gasosa	29
2.2.3	Velocidade superficial do líquido (U_L)	30
2.2.4	Velocidade linear do líquido (V_L).....	31
2.2.5	Tempo de mistura (t_m) e tempo de circulação (t_C).....	31
2.2.6	Regimes de circulação.....	32
2.2.7	Forças interfaciais.....	33
2.2.8	Velocidade de cisalhamento	36
2.3	Demanda e transferência de oxigênio em bioprocessos.....	38
2.3.1	Transferência de oxigênio.....	41
2.3.2	Respiração microbiana	44
2.3.3	Análise conjunta da transferência e do consumo de oxigênio	45
2.4	Modificações geométricas em biorreatores airlift de circulação interna	46
2.4.1	Razão entre as áreas das regiões de descida e subida (A_D/A_R).....	48
2.4.2	Vão livre na base do reator	50
2.4.3	Aspersor	53
2.4.4	Design na região de mistura	56
2.5	Análise da revisão bibliográfica.....	60
3	MATERIAIS E MÉTODOS	61
3.1	Biorreatores	61
3.2	Fluidos	63
3.2.1	Influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores <i>airlift</i> de cilindros concêntricos	64
3.2.2	Estimativa da velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$).....	64
3.3	Metodologias para determinação de parâmetros de desempenho	65
3.3.1	Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio.....	65
3.3.2	Retenção gasosa global (ϵ_G).....	67
3.4	Metodologias para estimativa de parâmetros de desempenho.....	68
3.4.1	Diâmetro médio de bolha (d_B).....	68
3.4.2	Velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$).....	69
3.4.3	Coeficiente de arrasto (C_D)	71
3.5	Análise dos resultados	72
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	74
4.1	Influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores airlift operando com água destilada.....	74
4.2	Influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores airlift operando com fluido não-Newtoniano.....	82
4.3	Efeito do nível de líquido no desempenho de biorreatores airlift.....	88

4.4	Avaliação da velocidade de cisalhamento média para a melhor geometria de biorreator airlift.....	91
5	CONSIDERAÇÕES FINAIS	96
	REFERÊNCIAS.....	98
	APÊNDICE A.....	105

1 INTRODUÇÃO

Em um processo biotecnológico, a etapa mais importante corresponde à reação bioquímica que gera o produto de interesse. Este estágio do bioprocessamento é conduzido em equipamentos conhecidos como biorreatores, reatores bioquímicos ou fermentadores, sendo que todo o projeto e desenvolvimento do bioprocessamento, o que inclui etapas de separação, sistemas de utilidades (energia, água de resfriamento e vapor) e controle de processo, são realizados em função destes dispositivos (Chisti, 1989).

Por definição, biorreatores são equipamentos que permitem a conversão de matérias-primas em bioprodutos, através de reações necessariamente catalisadas por microrganismos, enzimas, células animais ou células vegetais. Portanto, a principal função de um reator bioquímico é garantir as condições adequadas de temperatura, pH, concentração de nutrientes e de oxigênio (no caso do cultivo de organismos aeróbios) para a obtenção do produto desejado. Logo, o projeto de um biorreator deve considerar a cinética da reação bioquímica, a hidrodinâmica (transferência de quantidade de movimento, relacionada à capacidade de mistura do sistema), a demanda de oxigênio do processo e a capacidade de transferência de oxigênio do equipamento, além de aspectos operacionais e estruturais (Chisti, 1989).

Apesar da grande diversidade de modelos, os principais exemplos de biorreatores são o tanque agitado e aerado e os biorreatores pneumáticos (coluna de bolhas e *airlift*). O biorreator tipo tanque agitado e aerado corresponde a um tanque cilíndrico, equipado com aspensor e impelidores acoplados a um eixo rotativo. A rotação das turbinas promove a mistura e homogeneização do meio de cultura, enquanto a aeração é realizada pela injeção de ar através do aspensor.

Diferentemente, em biorreatores pneumáticos tanto a agitação quanto a aeração são promovidas exclusivamente pela injeção de ar através do aspensor. No caso dos biorreatores *airlift*, a injeção de ar provoca um escoamento cíclico do fluido através das duas principais seções do equipamento: as regiões de subida e descida. O princípio de funcionamento destes dispositivos baseia-se na diferença de densidades entre os fluidos contidos em ambas regiões: ao se iniciar a aeração do sistema, a dispersão presente na região de subida apresenta uma queda em sua

densidade aparente, escoando de forma ascendente até a parte superior do biorreator. Então, parte das bolhas de ar se desprende da fase líquida, aumentando a densidade da dispersão, que escoar da maneira descendente pela região de descida, promovendo a recirculação no equipamento.

O desempenho de biorreatores *airlift* é determinado pela caracterização da sua hidrodinâmica e transferência de oxigênio, expressos através de parâmetros como o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, a retenção gasosa global, a velocidade de circulação do líquido, o tempo de mistura, o coeficiente de arrasto das bolhas de ar, entre outros. Estes parâmetros são dependentes da vazão de alimentação de ar e do fluido presente no equipamento. Além disso, o comportamento hidrodinâmico dos biorreatores *airlift* é fortemente influenciado por sua geometria, exibindo relações complexas entre as variáveis de projeto e de operação e os parâmetros de desempenho (Merchuk *et al.*, 1996). As variáveis de projeto incluem a altura de líquido no reator, a razão entre as áreas das regiões de descida e subida (A_D/A_R), a geometria da região de mistura e o vão livre no fundo do reator. Apesar do avanço alcançado nos últimos anos, a relação entre estas variáveis geométricas e os parâmetros de desempenho ainda não foi claramente estabelecida, a fim de ser empregada no projeto e a ampliação de escala de biorreatores *airlift* (Merchuk *et al.*, 1996; Kilonzo *et al.*, 2007).

A região de mistura corresponde à seção mais importante dos biorreatores *airlift*, uma vez que possibilita o desprendimento parcial de gás da fase líquida, promovendo a sua recirculação e sendo por isso, conhecida também como *gas-liquid separator*. A geometria desta região determina a retenção gasosa e a velocidade de circulação do líquido (Merchuk *et al.*, 1996; Gumery, Ein-Mozaffari e Dahman, 2009), afetando assim a transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida (Kilonzo *et al.*, 2006). Estudos nesta área abordaram a influência do volume de líquido na região de mistura (Mehrnia *et al.* 2004b; Kilonzo *et al.*, 2006), a presença de uma expansão nesta seção (Klein *et al.*, 2001; Mehrnia *et al.* 2004b) e o diâmetro desta expansão (Mehrnia *et al.* 2004b), no desempenho de biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos. Entretanto, estes estudos analisaram estas variáveis de forma independente sem considerar as possíveis interações entre elas, de forma a se determinar a melhor geometria desses equipamentos.

Isto posto, o objetivo deste estudo foi definir a melhor geometria da região de mistura de um biorreator *airlift* de cilindros concêntricos (BACC) operando

com água destilada e um fluido não-Newtoniano, avaliando assim os efeitos da fração volumétrica de líquido na região de mistura ($FV_{L,RM}$), do ângulo desta seção (α) e da vazão específica de ar (Φ_{AR}) na hidrodinâmica e na transferência de oxigênio, através da metodologia de delineamento composto central rotacional (DCCR).

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Biorreatores

Biorreatores ou reatores bioquímicos são equipamentos empregados na conversão de matérias-primas em produtos de interesse, através da ação de biocatalisadores, como microrganismos, enzimas, células animais ou células vegetais. Estes dispositivos são também denominados de “fermentadores” e sua principal função é proporcionar um ambiente adequado para o desenvolvimento do processo e, conseqüentemente, para a obtenção do produto desejado. Logo, um biorreator deve oferecer as melhores condições de temperatura, pH, concentração de nutrientes e de oxigênio, no caso do cultivo de organismos aeróbios, de acordo com as necessidades de cada bioprocessos.

Existem diversos tipos de biorreatores e estes podem ser classificados de acordo com o tipo de biocatalisador (células ou enzimas), configuração do biocatalisador (livre ou imobilizado em suporte) e a forma de agitação do líquido.

O **Quadro 2.1** apresenta os principais exemplos de biorreatores.

Quadro 2.1 – Principais exemplos de biorreatores.

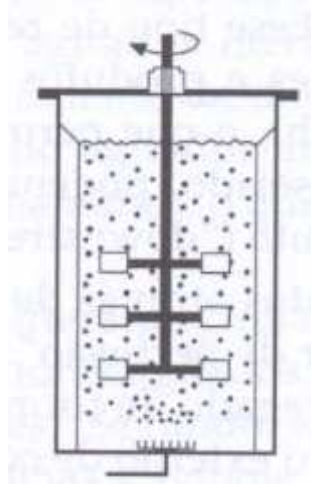
(I) Reatores em fase aquosa (cultivo submerso)
(I.1) Células/enzimas livres
Reatores agitados mecanicamente (STR: " <i>stired tank reactor</i> ")
Reatores agitados pneumaticamente
Coluna de bolhas (" <i>bubble column</i> ")
<i>Airlift</i>
Reatores de fluxo pistonado (" <i>plug flow</i> ")
(I.2) Células/enzimas imobilizadas em suporte
Leito fixo
Leito fluidizado
(I.3) Células/enzimas confinadas entre membranas
Reatores com membranas planas
Reatores de fibra oca (" <i>hollow-fiber</i> ")
(II) Reatores em fase não-aquosa (cultivo semi-sólido)
Reatores estáticos (reatores com bandejas)
Tambor rotativo
Leito fixo
Leito fluidizado gás-sólido
(Adaptado de Schmidell e Facciotti, 2001)

Apesar da grande variedade destes equipamentos, os biorreatores agitados mecanicamente são ainda os mais empregados nas escalas de bancada, piloto e industrial, correspondendo a 90% do total de reatores bioquímicos utilizados (Schmidell e Facciotti, 2001). Entretanto, os biorreatores agitados pneumaticamente vêm adquirindo relevante importância no ramo da Biotecnologia, devido a sua alta capacidade de transferência de oxigênio, baixo consumo de energia e baixos custos de operação e construção (Cerri, 2005), tornando-os como uma alternativa interessante ao modelo convencional. A principal característica dos reatores pneumáticos reside no fato da agitação do meio líquido ser promovida exclusivamente pelo borbulhamento de gás (ar ou oxigênio puro). Existem dois tipos destes reatores bioquímicos: o biorreator coluna de bolhas e o biorreator *airlift*.

2.1.1 Biorreator agitado mecanicamente e aerado

O biorreator agitado mecanicamente (STR – “*stirred tank reactor*”) é também conhecido como biorreator tipo tanque agitado e aerado ou fermentador convencional (**Figura 2.1**). Corresponde a um tanque cilíndrico equipado com chicanas (“*baffles*”), cuja função é evitar a formação de vórtices durante a agitação do líquido e assim melhorar a homogeneização do meio. A agitação é promovida pela rotação de um ou mais impelidores acoplados a um eixo rotativo e a aeração é realizada pela injeção de gás através de um aspersor localizado no fundo do biorreator. Dentre os diversos modelos de impelidores, a turbina de seis pás planas ou turbina tipo Rushton (**Figura 2.2**) apresenta o melhor desempenho em termos de transferência de oxigênio e homogeneização do meio (Asenjo e Merchuk, 1995). Características como facilidade de ampliação de escala, boa mistura e transferência de oxigênio e os vários tipos de impelidores alternativos disponíveis fizeram do “STR” o biorreator mais utilizado industrialmente (Zhong, 2011).

Figura 2.1 – Esquema de um biorreator convencional dotado de um sistema de múltiplos impelidores.



(Schmidell e Facciotti, 2001)

Figura 2.2 – Foto de uma turbina de seis pás planas.



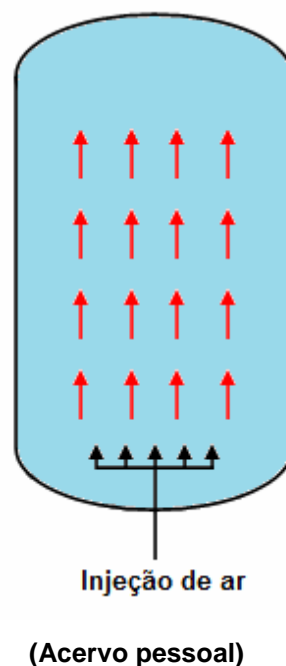
(Thomasi, 2010)

2.1.2 Biorreator coluna de bolhas

O reator coluna de bolhas corresponde ao biorreator de maior simplicidade de construção. Trata-se basicamente de uma dorna cilíndrica, equipada com um distribuidor de gás na base, por onde o ar é aspergido na forma de bolhas em uma fase líquida ou em uma suspensão líquido-sólido (Kantarci, Borak e Ulgen, 2005). São empregados como sistemas de contato multifásico e como reatores em processos químicos, bioquímicos, metalúrgicos e petroquímicos (Kantarci, Borak e Ulgen, 2005). Na literatura são encontrados diversos estudos sobre aplicações biotecnológicas deste tipo de biorreator, como na produção de tienamicina (Arcuri, Slaff e Greasham, 1986), glucoamilase (Federici, Petruccioli e Miller, 1990); ácido acético (Sun e Furusaki, 1990), anticorpos monoclonais (Rodrigues *et al.*, 1999),

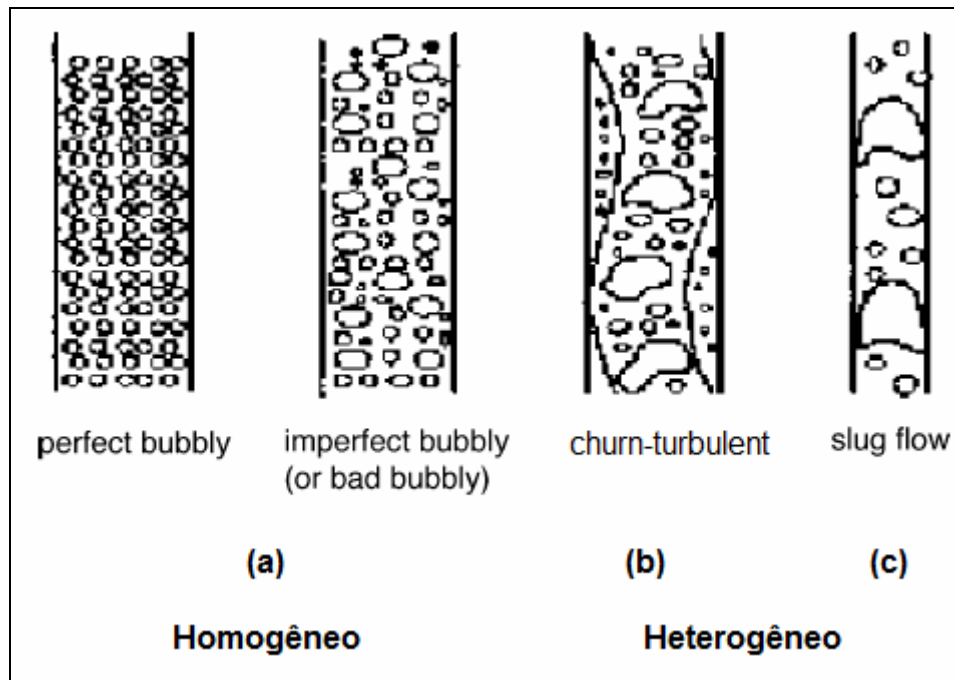
metabólitos secundários de plantas (Bordonaro e Curtis, 2000), taxol (Son *et al.*, 2000) e celulases (Cunha *et al.*, 2012). Essa grande variedade de aplicações dos reatores coluna de bolhas é consequência de características como elevadas transferências de calor e massa e baixos custos de manutenção e operação quando comparados ao biorreator convencional (Kantarci, Borak e Ulgen, 2005). A **Figura 2.3** ilustra um esquema deste biorreator.

Figura 2.3 – Esquema de um biorreator coluna de bolhas.



Em geral, os reatores coluna de bolhas são construídos com uma relação altura-diâmetro igual a 5. Entretanto, quando se trata de bioprocessos esta razão varia de 2 a 5. Apesar de simples, o projeto destes equipamentos requer a compreensão do escoamento multifásico em seu interior, sendo recentemente alvo de considerável atenção devido à complexidade de sua hidrodinâmica e sua influência sobre as características de transporte (Kantarci, Borak e Ulgen, 2005). Além disso, os parâmetros de desempenho são fortemente influenciados pelo regime de escoamento predominante. A literatura aponta a existência de três regimes: o homogêneo ("*bubbly flow*"), o heterogêneo ("*churn-turbulent*") e o regime intermitente ("*slug flow*") (Hyndman, Larachi e Guy, 1997).

Figura 2.4 – Esquema dos regimes de escoamento em um reator coluna de bolhas:
(a) homogêneo; (b) heterogêneo; (c) regime tipo intermitente.



(Bouaifi *et al.*, 2001)

O regime homogêneo é observado para velocidades superficiais do gás inferiores a 5 cm.s^{-1} (Hills, 1974), no qual tem-se a presença de pequenas bolhas de tamanho uniforme (Schumpe e Grund, 1986). Neste tipo de regime, praticamente não existe coalescência ou quebra de bolhas de gás, sendo o diâmetro destas bolhas determinado pelas propriedades do sistema e pelo *design* do aspersor (Thorat e Joshi, 2004).

Quando a velocidade superficial do gás atinge valores superiores a 5 cm.s^{-1} estabelece-se o regime turbulento, no qual são observadas grandes bolhas de gás de tamanhos não uniformes e que apresentam pequenos tempos de residência (Kantarci, Borak e Ulgen, 2005). De acordo com Matsuura e Fan (1984), este regime consiste de uma mistura de bolhas com diâmetro variando de poucos milímetros até alguns centímetros. Essas bolhas são formadas devido à coalescência, sendo este regime conhecido também como regime de bolhas coalescidas (“*coalesced bubble flow regime*”). Além disso, este tipo de escoamento é observado em colunas industriais de grande diâmetro (Hyndman, Larachi e Guy, 1997).

O regime intermitente é observado em colunas de pequenos diâmetros nas quais o gás encontra-se a elevadas vazões (Hyndman, Larachi e Guy, 1997).

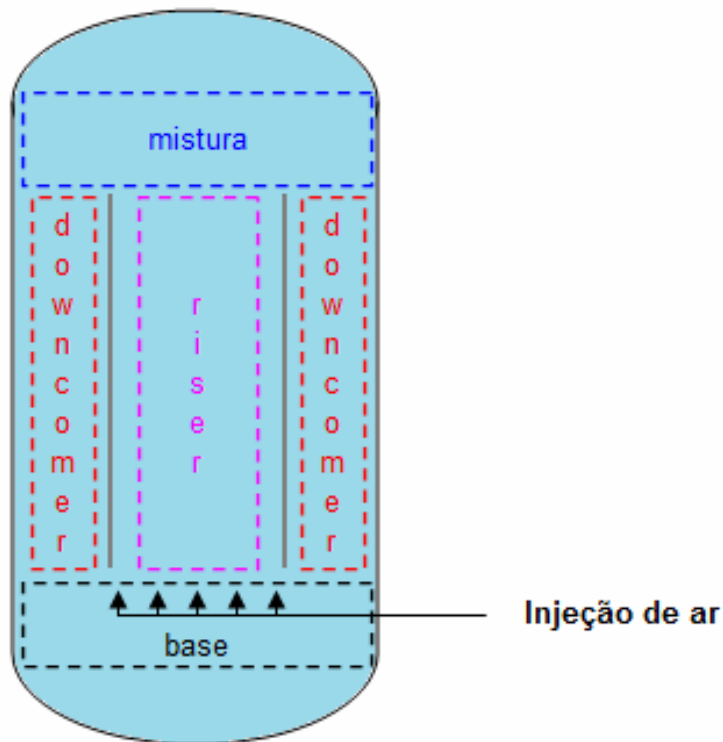
2.1.3 Biorreator airlift

A principal diferença entre o reator coluna de bolhas e o reator *airlift* está relacionada ao escoamento do líquido: enquanto o reator coluna de bolhas apresenta um movimento aleatório do líquido devido ao fluxo ascendente de gás, nos reatores *airlift* verifica-se um escoamento cíclico do fluido, sendo por isso designados reatores de circulação ou “*loop reactors*” (Schmidell e Facciotti, 2001). Este escoamento ocorre através de canais especificamente projetados para este propósito (Merchuk e Gluz, 1999), que dividem os reatores *airlift* em quatro regiões:

- Subida (“*riser*”): corresponde a região na qual o gás é borbulhado no reator e por onde o fluido escoar ascendentemente;
- Descida (“*downcomer*”): região paralela ao *riser*, por onde o fluido escoar descendentemente;
- Mistura ou separação do gás (“*gas-liquid separator*”): conexão no topo do biorreator entre o *riser* e o *downcomer*;
- Base: ligação entre o *riser* e o *downcomer* pelo fundo do reator.

A circulação do meio reacional ocorre devido à diferença de densidade entre os fluidos contidos no *riser* e no *downcomer*. Inicialmente, a injeção de gás na região de subida faz com que o meio reacional apresente uma diminuição de densidade aparente, devido à retenção de grande parte do gás na fase líquida. Essa porção de fluido então escoar de forma ascendente, atingindo o topo do biorreator, onde ocorre o desprendimento de parte do gás retido na fase líquida. Com isso, a densidade da dispersão aumenta, escoando descendentemente pela região de descida. Ao atingir a base do biorreator, o fluido se depara com uma região de baixa pressão, recirculando então pelo biorreator.

Figura 2.5 – Desenho das regiões de escoamento de um biorreator *airlift*.

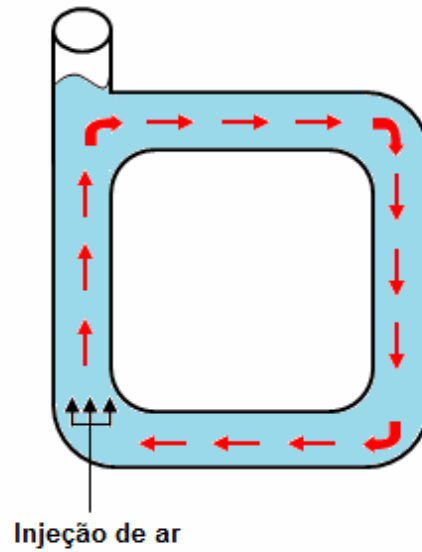


(Acervo pessoal)

Baseando-se na localização das regiões de subida e descida, os biorreatores *airlift* são divididos em duas categorias (Chisti, 1989):

- *Airlift* de circulação externa (**Figura 2.6**): nestes equipamentos, as regiões de subida e descida encontram-se em compartimentos distintos, ligados por seções horizontais no topo e na base. Devido à sua geometria, alcançam praticamente o total desprendimento de gás na região de mistura, promovendo assim uma grande diferença de densidades entre o *riser* e o *downcomer*. Como consequência, verifica-se uma baixa recirculação do gás com uma elevada velocidade de circulação do líquido. Esse fenômeno proporciona boas condições de mistura ao fluido, porém, verifica-se uma baixa transferência de massa (Gumery, Ein-Mozaffari e Dahman, 2009).

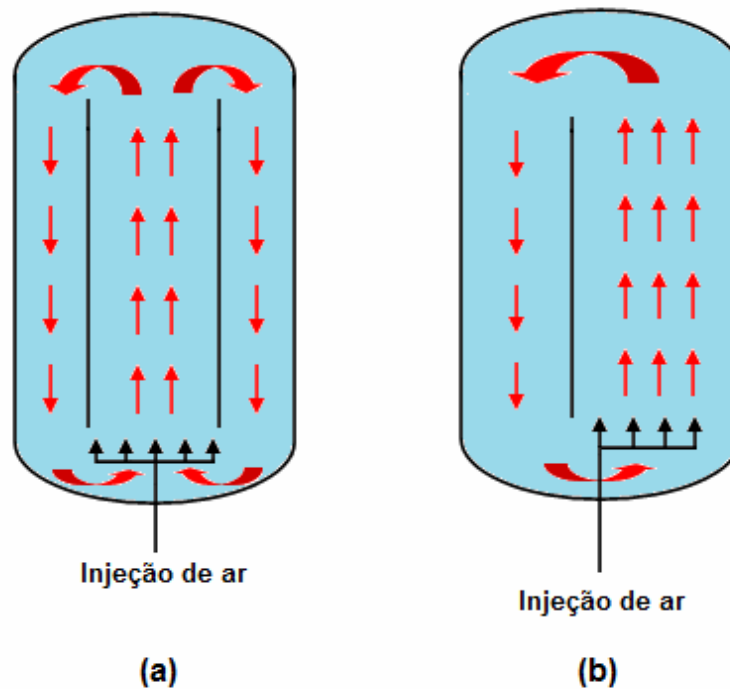
Figura 2.6 – Esquema de um biorreator *airlift* de circulação externa.



(Acervo pessoal)

- *Airlift* de circulação interna: neste caso, as regiões de subida e descida encontram-se no mesmo compartimento, sendo separadas pela presença de um tubo interno ou *draft-tube* (*airlift* de cilindros concêntricos) ou de uma placa defletora (*airlift split-cylinder*). Para o biorreator *airlift* de cilindros concêntricos, o borbulhamento de gás pode ser realizado tanto na região interna do tubo quanto na região anular. A **Figura 2.7** ilustra um esquema do funcionamento dos dois tipos de reatores *airlift* de circulação interna.

Figura 2.7 – Esquema de funcionamento de biorreatores *airlift* de circulação interna:
(a) cilindros concêntricos; (b) *split-cylinder*.



(Acervo pessoal)

Além destes modelos “tradicionais” de biorreator *airlift*, outras configurações baseadas em modificações geométricas foram propostas e estudadas na literatura a fim de melhorar o desempenho destes equipamentos, atendendo demandas específicas de determinados processos. Estes projetos alternativos de biorreatores *airlift* incluem a utilização de dois tubos internos (Tung *et al.*, 1997; Behin, 2010); chicanas verticais perfuradas (Galíndez-Mayer *et al.*, 2001); promotor helicoidal de escoamento (Gluz e Merchuk, 1996); leito de matriz fibrosa no *downcomer* (Kilonzo, Margaritis e Bergougnou, 2010) e tubo interno convergente-divergente (Wei, Xie e Xiao, 2000).

Segundo (Chisti, 1998), os biorreatores *airlift* são empregados na obtenção de bioprodutos como antibióticos, biopolímeros, ácidos orgânicos, enzimas e proteínas; no tratamento de águas residuárias e em culturas de células animais, vegetais e microalgas.

2.2 Parâmetros hidrodinâmicos de biorreatores airlift

A caracterização da hidrodinâmica de um biorreator é realizada através de medidas de parâmetros que definem o desempenho do sistema no que diz respeito à transferência de quantidade de movimento. A seguir são apresentados os parâmetros hidrodinâmicos mais relevantes no projeto e desempenho de biorreatores *airlift*.

2.2.1 Velocidade superficial do gás

A velocidade superficial do gás na região de subida (U_{GR}) corresponde à única variável operacional disponível em biorreatores pneumáticos. Este parâmetro é definido como a razão entre a vazão volumétrica do gás (Q_G) e a área da seção transversal da região de subida (A_R).

$$U_{GR} = \frac{Q_G}{A_R} \quad \text{Eq. 2.1}$$

2.2.2 Retenção gasosa

A retenção gasosa corresponde à fração volumétrica de gás presente na dispersão gás-líquido à medida que ocorre a aeração do sistema. A retenção gasosa global (ϵ_G) é uma medida da retenção de gás por todo o biorreator e é definida como (Chisti, 1989):

$$\epsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad \text{Eq. 2.2}$$

onde V_G é o volume de gás presente na dispersão gás-líquido e V_L é o volume de líquido.

Além disso, pode-se definir a fração de gás presente em uma determinada região do reator, como por exemplo, as retenções gasosas nas regiões de subida (ϵ_R) e descida (ϵ_D). Para reatores *airlift* de seção transversal uniforme, as

retenções gasosas parciais estão relacionadas com a retenção gasosa global de acordo com a **Equação 2.3** (Chisti, 1989):

$$\varepsilon_G = \frac{A_R \cdot \varepsilon_R + A_D \cdot \varepsilon_D}{A_R + A_D} \quad \text{Eq. 2.3}$$

onde A_D é a área da seção transversal da região de descida. Esta relação é exata para biorreatores *airlift* de circulação interna e também é aplicável para reatores *airlift* de circulação externa quando a altura da dispersão gás-líquido é aproximadamente igual no *riser* e no *downcomer* (Chisti, 1989).

A retenção gasosa é um importante parâmetro para o projeto de biorreatores, pois define o tempo de residência do gás no líquido e o volume total do reator, de acordo com a retenção gasosa máxima. Além disso, associada ao diâmetro de bolha (d_B), determina a área interfacial específica de transferência de massa (a) (Chisti, 1989), conforme a **Equação 2.4**:

$$a = \frac{6 \cdot \varepsilon_G}{d_B \cdot (1 - \varepsilon_G)} \quad \text{Eq. 2.4}$$

2.2.3 Velocidade superficial do líquido (U_L)

A circulação do meio reacional em reatores *airlift* ocorre devido à diferença de densidades entre os conteúdos presentes nas regiões de subida e de descida que escoam através de caminhos definidos. A velocidade superficial média do líquido é definida como (Blenke, 1979):

$$\bar{U}_L = \frac{x_C}{t_C} \quad \text{Eq. 2.5}$$

onde x_C é o caminho percorrido por um elemento de volume de fluido ao longo de uma volta no biorreator e t_C é o tempo de circulação.

Apesar da existência de um valor médio de velocidade de circulação de líquido, os valores das velocidades superficiais de líquido nas regiões de subida

(U_{LR}) e descida (U_{LD}) são mais determinantes para o desempenho (Chisti, 1989). De acordo com a equação da continuidade, tem-se:

$$U_{LR} \cdot A_R = U_{LD} \cdot A_D \quad \text{Eq. 2.6}$$

Apesar de ser controlada pelas retenções gasosas parciais, a velocidade de circulação do líquido influencia estas variáveis através do aumento ou redução da velocidade de subida das bolhas. Além disso, a circulação de líquido afeta a transferência de calor e massa e as forças cisalhantes, através de relações complexas (Chisti, 1989).

2.2.4 Velocidade linear do líquido (V_L)

A velocidade linear do líquido (V_L) ou velocidade intersticial difere da velocidade superficial, pois o líquido não ocupa todo o canal de escoamento, devido à presença de gás em parte da dispersão. As velocidades superficiais e as velocidades lineares de líquido nas regiões subida e de descida relacionam-se de acordo com as equações que seguem (Chisti, 1989):

$$V_{LR} = \frac{U_{LR}}{1 - \varepsilon_R} \quad \text{Eq. 2.7}$$

$$V_{LD} = \frac{U_{LD}}{1 - \varepsilon_D} \quad \text{Eq. 2.8}$$

2.2.5 Tempo de mistura (t_m) e tempo de circulação (t_c)

As características de mistura de um biorreator são importantes para o seu projeto e operação, pois as velocidades de crescimento do microrganismo e de obtenção do produto de interesse dependem das condições ambientais oferecidas pelo equipamento. Logo, a temperatura em todo o biorreator deve estar próxima do valor ótimo para determinada reação bioquímica, assim como o valor do pH e a concentração dos nutrientes (Onken e Weiland, 1983). O grau de mistura é geralmente descrito através do tempo de mistura (t_m), que corresponde ao tempo

necessário para que uma substância se distribua de maneira homogênea no reator. Em geral, a determinação deste parâmetro é realizada através de ensaios tipo pulso, no qual se acompanha a modificação de uma determinada variável, após a injeção de um traçador. Entre as variáveis utilizadas para este propósito encontram-se a temperatura, o pH, a condutividade e a absorvância (Fu, Wu e Lu, 2003).

O tempo de circulação (t_c) corresponde ao tempo necessário para que um elemento de volume de fluido complete uma volta pelo biorreator, sendo utilizado no cálculo da velocidade superficial do líquido.

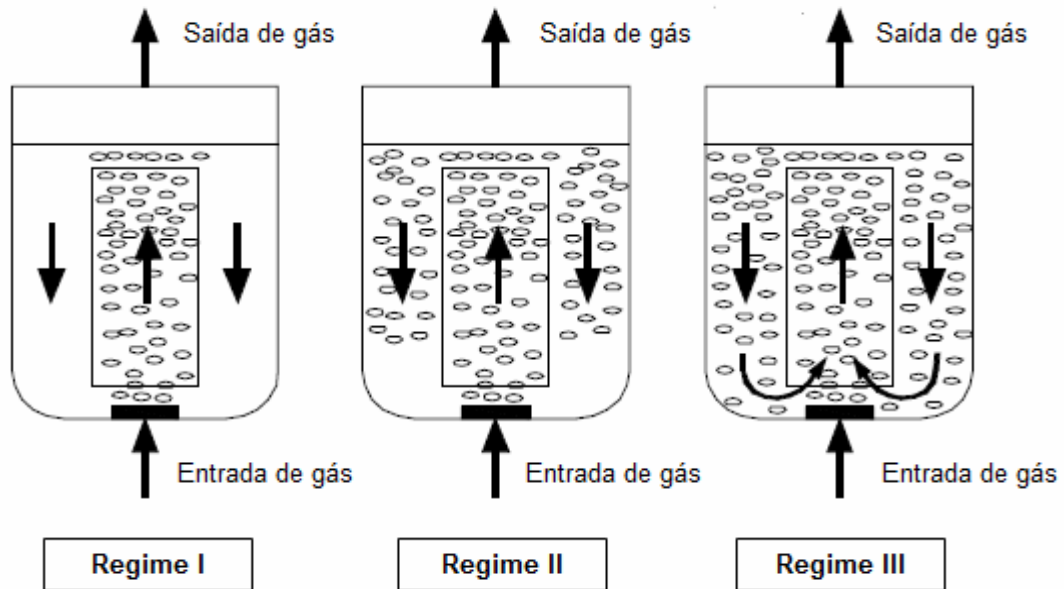
2.2.6 Regimes de circulação

Existem dois tipos de regime de escoamento em biorreatores *airlift*: o regime homogêneo e o regime heterogêneo (Gumery, Ein-Mozaffari e Dahman, 2009). O regime homogêneo ocorre em baixas velocidades de alimentação de gás, caracterizando-se por uma distribuição uniforme de pequenas bolhas, proporcionando assim, uma elevada área superficial para transferência de massa. Neste caso, a velocidade do gás é praticamente igual à do fluido, resultando em baixa ou nenhuma turbulência (Gumery, Ein-Mozaffari e Dahman, 2009). A partir do aumento de velocidade do gás ou do diâmetro do reator, verifica-se a transição para o regime turbulento, no qual se observa a presença de bolhas de vários tamanhos (Merchuk, 1990). Neste caso, a retenção gasosa é baixa, uma vez que grandes bolhas de gás tendem a se distribuir pelo reator, causando a coalescência de bolhas e conseqüentemente, diminuindo a transferência de massa (Gumery, Ein-Mozaffari e Dahman, 2009). Juntamente com estes dois regimes de escoamento, observam-se três padrões de circulação (**Figura 2.8**).

No Regime I, a velocidade do gás é baixa, fazendo com que a maior parte das bolhas se desprenda da dispersão na região de mistura. Por isso, não se observam bolhas na região de descida. Com o aumento da vazão de gás, verifica-se a estratificação de bolhas, correspondente ao Regime II (ou regime de transição). Neste caso, a velocidade de circulação do líquido é suficiente para permitir a entrada de bolhas na parte superior da região de descida. No Regime III ocorre recirculação completa de bolhas de gás, devido ao arrasto das bolhas pelo líquido no *downcomer*. Deste modo, o aumento da vazão de gás proporciona um aumento

gradual na profundidade das bolhas na região de descida e, conseqüentemente, a recirculação total do gás no interior do reator.

Figura 2.8 – Regimes de circulação em biorreatores *airlift*.



(Adaptado de Gumery, Ein-Mozaffari e Dahman, 2009).

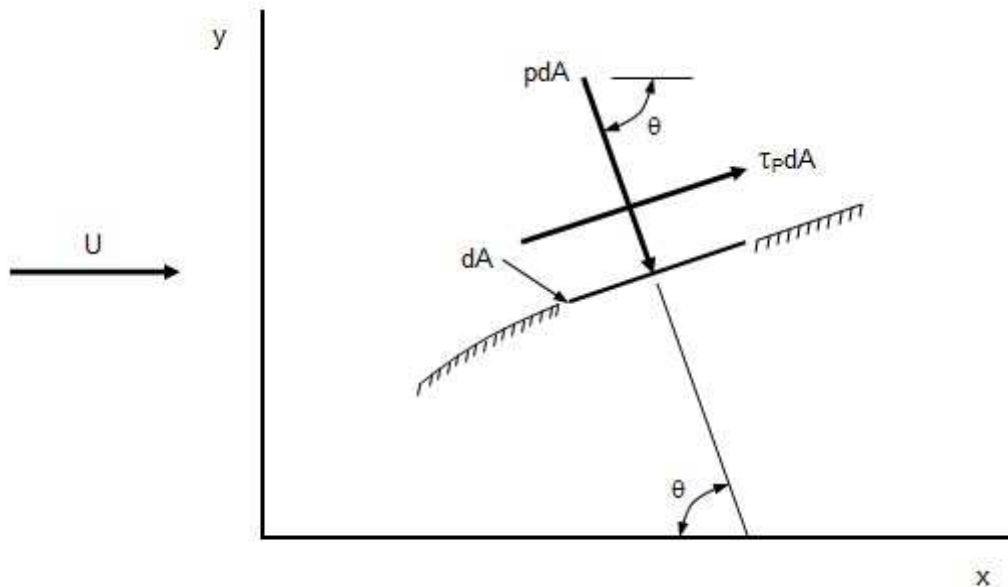
2.2.7 Forças interfaciais

Quando um corpo (rígido ou deformável) se movimenta através de um fluido ou vice-versa, a interação entre eles resulta na ação de forças interfaciais sobre o corpo em questão. Essas forças ocorrem devido à transferência de quantidade de movimento através da interface, influenciando fortemente os padrões de escoamento (Silva Júnior, 2011), sendo descritas em função da tensão de cisalhamento na parede (τ_p) e da tensão normal devido à pressão (p) (Munson, Young e Okiishi, 1997).

Segundo Silva Júnior (2011), a principal força interfacial no escoamento gás-líquido em biorreatores coluna de bolhas é a força de arrasto (“*drag*”), que corresponde à componente da força resultante atuante na direção do escoamento. A componente normal ao escoamento é denominada de força de sustentação (“*lift*”) e está relacionada ao movimento lateral do corpo que escoam através do fluido (Silva Júnior, 2011).

Conhecendo-se os perfis das tensões de cisalhamento e normais ao corpo é possível determinar as forças de arrasto e de sustentação (**Figura 2.9**), através das **Equações 2.9 e 2.10**:

Figura 2.9 – Representação das forças de pressão e cisalhamento atuando em um elemento de área infinitesimal em um corpo imerso em um fluido.



(Munson, Young e Okiishi, 1997)

$$dF_x = p \cdot dA \cdot \cos(\theta) + \tau_p \cdot dA \cdot \text{sen}(\theta) \quad \text{Eq. 2.9}$$

$$dF_y = -p \cdot dA \cdot \text{sen}(\theta) + \tau_p \cdot dA \cdot \cos(\theta) \quad \text{Eq. 2.10}$$

Portanto, o módulo das forças de arrasto (D) e de sustentação (L) que atuam sobre o corpo são:

$$D = \oint F_x = \oint p \cdot \cos(\theta) \cdot dA + \oint \tau_p \cdot \text{sen}(\theta) \cdot dA \quad \text{Eq. 2.11}$$

$$L = \oint F_y = - \oint p \cdot \text{sen}(\theta) \cdot dA + \oint \tau_p \cdot \cos(\theta) \cdot dA \quad \text{Eq. 2.12}$$

A aplicação das **Equações 2.11 e 2.12** fornece os valores das componentes x e y da força atuante sobre o corpo. Entretanto, a sua utilização é bastante difícil, uma vez que informações sobre os perfis das tensões de cisalhamento e normais são de difícil obtenção. Uma alternativa para contornar esta

limitação, é definir coeficientes adimensionais, cujos valores aproximados são determinados experimentalmente ou numericamente (Munson, Young e Okiishi, 1997). O coeficiente de sustentação (C_L) e o coeficiente de arrasto (C_D) são definidos como:

$$C_L = \frac{L}{\frac{1}{2} \cdot \rho \cdot U^2 \cdot A} \quad \text{Eq. 2.13}$$

$$C_D = \frac{D}{\frac{1}{2} \cdot \rho \cdot U^2 \cdot A} \quad \text{Eq. 2.14}$$

onde A é a área característica do corpo, U é a velocidade relativa entre o corpo e o fluido e ρ é a densidade do fluido.

Considerando-se o sistema bifásico gás-líquido, existem diversas correlações para a previsão do coeficiente de arrasto em bolhas esféricas, sendo as principais apresentadas na **Tabela 2.1**.

Tabela 2.1 – Correlações para a determinação do coeficiente de arrasto em bolhas.

Referência	Fórmula
White (1974)	$C_D = 0,44 + \frac{24}{Re_b} + \frac{6}{1 + \sqrt{Re_b}}$
Grace, Wairegi e Nguyen (1976)	$C_D = \frac{24}{Re_b} \cdot (1 + 0,15 \cdot Re_b^{0,687})$
Ishii e Zuber (1979)	$C_D = \frac{24}{Re_m} \cdot (1 + 0,15 \cdot Re_m^{0,687})$

onde:

$$Re_b = \frac{\rho_L \cdot |U_G - U_L| \cdot d_b}{\mu_L} = \text{número de Reynolds da bolha (-)};$$

$$Re_m = \frac{\rho_L \cdot |U_G - U_L| \cdot d_b}{\mu_m} = \text{número de Reynolds da "mistura" (gás+líquido) (-)}.$$

2.2.8 Velocidade de cisalhamento

Ao serem cultivadas em biorreatores, as células são expostas a um ambiente repleto de forças hidrodinâmicas, como o cisalhamento. A intensidade destas forças pode causar a perda de viabilidade celular, ruptura e morte celular. Entretanto, uma condição que proporcione uma baixa tensão de cisalhamento pode limitar as transferências de calor e massa e o grau de homogeneização do meio, comprometendo o desenvolvimento celular e a biossíntese do produto de interesse. Mesmo com a seleção de células resistentes a elevadas tensões de cisalhamento é necessário que o biorreator seja projetado e operado de maneira a oferecer um ambiente físico-químico adequado aos microrganismos.

A magnitude do cisalhamento é expressa em termos da tensão de cisalhamento (τ) que é função da velocidade de cisalhamento ($\dot{\gamma}$), cuja relação para fluidos Newtonianos é dada por:

$$\tau = \mu \cdot \dot{\gamma} \quad \text{Eq. 2.15}$$

Analogamente para fluidos não-Newtonianos, tem-se:

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n \quad \text{Eq. 2.16}$$

onde:

μ : viscosidade dinâmica do fluido (Pa.s);

K: índice de consistência (Pa.sⁿ);

n: índice de escoamento (adimensional).

A velocidade de cisalhamento depende da posição no biorreator, sendo por isso caracterizada em termos de valores médios ou máximos no biorreator. Shi, Riba e Angelino¹, citado por Cerri (2009), verificaram que a velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) tem sido avaliada de acordo com quatro tipos de análise: teórica, intuitiva, analógica e correlativa; sendo as duas últimas as mais empregadas.

¹ SHI, L. K.; RIBA, J. P.; ANGELINO, H. **Estimation of effective shear rate for aerated non-Newtonian liquids in airlift bioreactors**. Chem. Eng. Commun., v. 89, p. 25-35, 1990.

Baseados na análise por analogia, Nishikawa, Kato e Hashimoto (1977) descreveram a velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) como função da velocidade superficial do gás (U_G), de acordo com a **Equação 2.17**:

$$\dot{\gamma}_m = 5000 \cdot U_G \quad \text{Eq. 2.17}$$

Esta equação é válida para biorreatores coluna de bolhas operando na faixa de $0,04 < U_G < 0,10 \text{ m.s}^{-1}$. Para a faixa de operação $0,008 < U_G < 0,04 \text{ m.s}^{-1}$, os autores propuseram a seguinte equação:

$$\dot{\gamma}_m = 1000 \cdot U_G^{0,5} \quad \text{Eq. 2.18}$$

Neste estudo, os autores analisaram sistemas não-Newtonianos por analogia a fluidos Newtonianos, utilizando o coeficiente convectivo de transferência de calor (h) da serpentina do biorreator como parâmetro característico.

Chisti e Moo-Young (1989) incluíram o fator de correção $(A_R + A_D)/A_R$ na **Equação 2.17**, de maneira a considerar a diferença entre os biorreatores coluna de bolhas e *airlift*.

$$\dot{\gamma}_m = \beta \cdot \left(\frac{A_R + A_D}{A_R} \right) \cdot U_G \quad \text{Eq. 2.19}$$

Utilizando um biorreator *airlift* de cilindros concêntricos de escala de bancada de 5 L, Cerri *et al.* (2008) correlacionaram a velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) com parâmetros reológicos do fluido e com a velocidade do gás na região de subida, realizando uma análise por analogia entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e a velocidade de cisalhamento.

$$\dot{\gamma}_m = \left(1,641 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{0,386} \cdot K^{-0,213} \right)^{1/n-1} \quad \text{Eq. 2.20}$$

$$\dot{\gamma}_m = \left(4,495 \cdot 10^{-2} \cdot U_{GR}^{0,743} \cdot K^{-0,288} \right)^{1/n-1} \quad \text{Eq. 2.21}$$

A **Equação 2.20** é válida para velocidades de gás na região de subida inferiores a $0,05 \text{ m.s}^{-1}$, enquanto a **Equação 2.21** representa a faixa de U_{GR} superior

a $0,05 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Ambas equações foram propostas para fluidos não-Newtonianos com $0,180 < K < 1,833 \text{ (Pa}\cdot\text{s}^n)$ e $0,234 < n < 0,461$.

Thomasi, Cerri e Badino (2010) aplicaram a mesma metodologia desenvolvida por Cerri *et al.* (2008) em biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos (ACC), coluna de bolhas (CB) e *airlift split-cylinder* (ASC), obtendo as seguintes equações para o cálculo de $\dot{\gamma}_m$:

$$\text{ACC: } \dot{\gamma}_m = \left(6,95 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{0,140} \cdot K^{-0,385}\right)^{1/n-1} \quad \text{Eq. 2.22}$$

$$\text{CB: } \dot{\gamma}_m = \left(7,38 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{0,110} \cdot K^{-0,389}\right)^{1/n-1} \quad \text{Eq. 2.23}$$

$$\text{ASC: } \dot{\gamma}_m = \left(6,65 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{0,227} \cdot K^{-0,432}\right)^{1/n-1} \quad \text{Eq. 2.24}$$

As **Equações 2.22 a 2.24** foram propostas para valores de U_{GR} variando entre $0,02$ e $0,07 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, e fluidos não-Newtonianos com $0,152 < K < 1,2 \text{ (Pa}\cdot\text{s}^n)$ e $0,27 < n < 0,46$. Dentre os três modelos de biorreatores pneumáticos estudados, os autores verificaram maiores valores de velocidade de cisalhamento para o reator *airlift* de cilindros concêntricos.

2.3 Demanda e transferência de oxigênio em bioprocessos

Entre os bioprocessos industriais, aqueles que envolvem o crescimento de microrganismos aeróbios ou aeróbios facultativos tem obtido grande destaque (Schmidell, 2001). Como exemplo, tem-se a produção de antibióticos, enzimas, vitaminas, fermentos, proteínas recombinantes e o tratamento de águas residuárias. A principal característica comum a esses processos é a necessidade de disponibilizar oxigênio para o desenvolvimento do microrganismo.

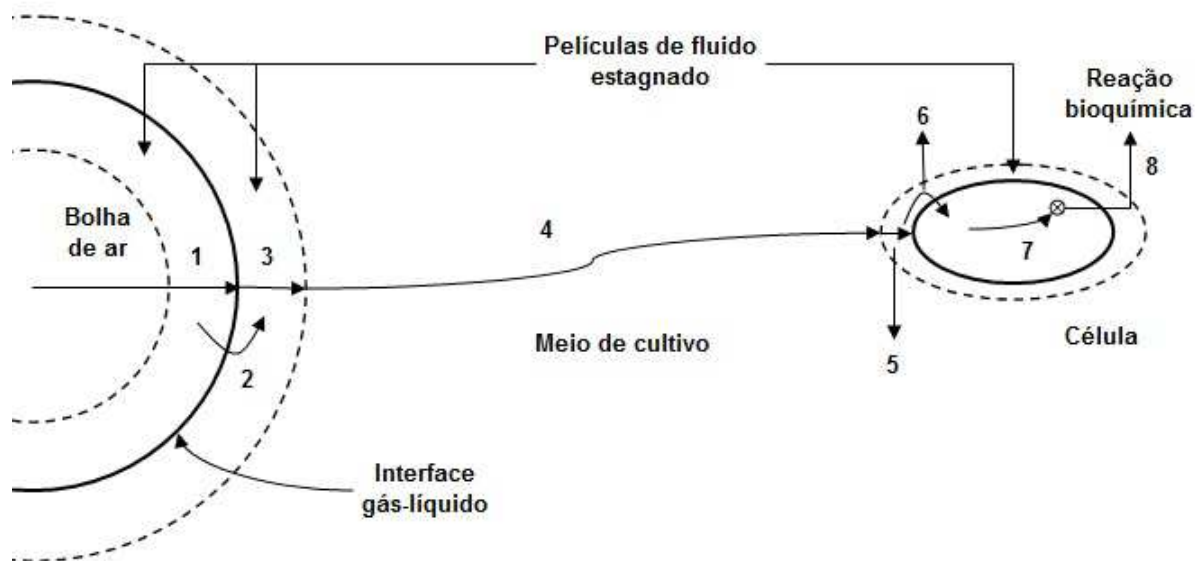
A importância bioquímica do oxigênio está relacionada à sua participação na respiração celular, na qual este elemento é o último receptor de elétrons na cadeia respiratória, sendo reduzido à água, permitindo a reoxidação de coenzimas que atuam na glicólise e no ciclo de Krebs. Através destas reações ocorre o armazenamento de energia sob a forma de moléculas de ATP. Posteriormente, esta energia é empregada em reações de síntese de moléculas, na

manutenção da vida celular e no crescimento de biomassa microbiana (Bailey e Ollis, 1977).

Apesar da importância, uma das grandes dificuldades em suprir a demanda de oxigênio em cultivos submersos é a dissolução de oxigênio no meio de cultivo, uma vez que a sua solubilidade em água é extremamente baixa (8,10 mg/L à 25°C e 6,99 mg/L à 35°C) quando comparada à solubilidade de outros nutrientes como fontes de carbono, nitrogênio e fósforo (Schmidell, 2001). Logo, o correto dimensionamento do sistema de transferência de oxigênio é crucial para assegurar a manutenção da atividade respiratória de um conjunto de células, garantindo assim o bom desempenho dos bioprocessos aeróbios.

A transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida e posteriormente para o interior de uma célula envolve diversas resistências (**Figura 2.10**).

Figura 2.10 – Esquema das resistências associadas à transferência de oxigênio em bioprocessos.



(Schmidell, 2001)

O problema do transporte de oxigênio pode ser dividido em três etapas: transferência da fase gasosa para a fase líquida (resistências 1 a 3); difusão pelo líquido até a célula (resistência 4); e consumo de oxigênio no interior da célula (resistências 5 a 8) (Schmidell, 2001).

A primeira resistência ao transporte de O_2 corresponde à difusão através de uma película de gás estagnado no interior da bolha de ar (resistência 1). Em seguida, o fluxo de massa deve superar a resistência 2, referente à interface gás-líquido. Por fim, verifica-se a presença de uma barreira relativa à presença de uma película de líquido estagnado exterior à bolha de ar. Dados da literatura permitem inferir que a resistência 1 é desprezível, devido à intensa agitação molecular do oxigênio na fase gasosa. Da mesma maneira, a resistência devido à interface gás-líquido é normalmente desconsiderada, a menos que substâncias com a capacidade de aderir à superfície, como é o caso de alguns antiespumantes, estejam presentes no meio. Logo, a resistência referente à película de líquido estagnado é a barreira dominante nesta etapa, sendo função da difusividade de O_2 no meio e da espessura da camada de fluido estagnado (Schmidell, 2001).

Em sequência, tem-se a resistência relativa à difusão de oxigênio até as células (resistência 4). Normalmente, a boa agitação do meio de cultura, faz com que a convecção seja o mecanismo de transporte predominante. Logo, esta barreira pode ser desprezada. Entretanto, esta hipótese não é válida quando são empregados fluidos extremamente viscosos (Schmidell, 2001).

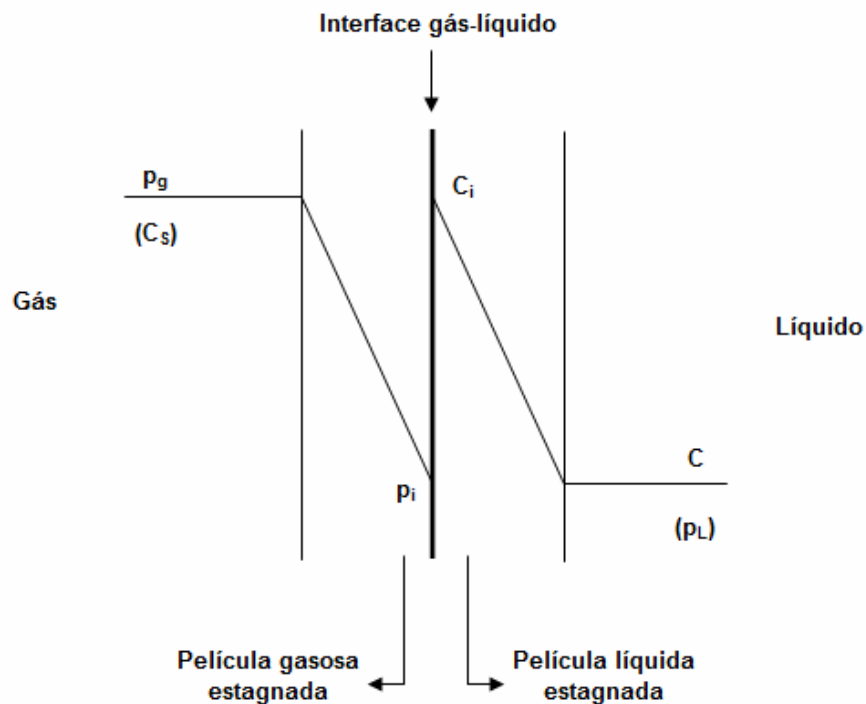
A etapa de consumo de oxigênio inicia com uma resistência devido à existência de uma camada de líquido estagnado ao redor da célula (resistência 5), seguida da resistência imposta pela membrana celular (resistência 6), difusão de oxigênio no interior da célula (resistência 7) e finalmente, a resistência associada à taxa de consumo de oxigênio (resistência 8) (Schmidell, 2001). A resistência 5 é desprezada devido à grande área de células expostas ao meio líquido. A difusão do oxigênio através da membrana celular e no interior da célula não apresenta resistência significativa, pois a membrana celular não oferece dificuldades à difusão do oxigênio e há uma grande superfície de células expostas ao meio ambiente. Logo, o efeito da resistência devido à taxa de reação de respiração (resistência 8) predomina sobre as demais resistências.

2.3.1 Transferência de oxigênio

O equacionamento da transferência de oxigênio baseia-se na teoria das duas películas estagnadas (Schmidell, 2001). Considera-se uma bolha de ar suspensa no meio líquido, na qual verifica-se a presença de uma película estagnada de ar entre a interface gás-líquido e o seio gasoso. Este sistema apresenta uma resistência à transferência de oxigênio correspondente ao inverso do coeficiente de transferência de massa da camada gasosa (k_g), parâmetro definido como a razão entre a difusividade do oxigênio e a espessura da camada de ar estagnado. Logo, o transporte de massa ocorre por mecanismo difusional, cuja força motriz é o gradiente entre as pressões parciais de oxigênio no interior homogêneo da bolha (p_g) e na interface (p_i) (**Figura 2.11**).

De maneira similar, considera-se uma película de líquido estagnado que circunda a bolha de ar. Esta camada apresenta uma resistência ao transporte de massa, definida como o inverso do coeficiente de transporte na camada líquida (k_L). A força motriz para a transferência de massa é definida como a diferença entre as concentrações de oxigênio na interface (C_i) e no meio líquido (C_L) (**Figura 2.11**).

Figura 2.11 – Esquema da interface gás-líquido com as duas películas estagnadas.



(Schmidell, 2001)

O fluxo de oxigênio através da interface gás-líquido é definido como a razão entre gradiente de concentrações e a resistência ao transporte de massa. Considerando-se que a transferência de massa esteja em estado estacionário e que a concentração de oxigênio nas camadas estagnadas seja descrita por um perfil linear, o fluxo de oxigênio é descrito como:

$$n_{O_2} = k_g \cdot H \cdot (p_g - p_i) = k_L \cdot H \cdot (p_i - p_L) \quad \text{Eq. 2.25}$$

ou em termos de concentrações:

$$n_{O_2} = k_g \cdot (C_S - C_i) = k_L \cdot (C_i - C) \quad \text{Eq. 2.26}$$

onde:

n_{O_2} : fluxo de oxigênio ($gO_2/m^2 \cdot h$);

k_g : coeficiente de transferência de massa da película gasosa (m/h);

k_L : coeficiente de transferência de massa da película líquida (m/h);

p_g : pressão parcial de O_2 no seio gasoso (atm);

p_i : pressão parcial de O_2 na interface gás-líquido (atm);

p_L : pressão parcial de O_2 em um gás em suposto equilíbrio com a concentração C de oxigênio no seio líquido, de acordo com a Lei de Henry (atm);

H : constante de Henry ($gO_2/m^3 \cdot atm$);

C_S : concentração de saturação ou concentração de O_2 dissolvido no líquido em equilíbrio com p_g , de acordo com a Lei de Henry (gO_2/m^3);

C_i : concentração de O_2 dissolvido em equilíbrio com p_i (gO_2/m^3);

C : concentração de O_2 no meio líquido (gO_2/m^3).

Apesar de descrever os fenômenos físicos envolvidos, não é possível utilizar as **Equações 2.25** ou **2.26** para quantificar a transferência de oxigênio. Não há condições de se obter os valores da concentração (ou pressão parcial) de oxigênio na interface gás-líquido (Schmidell, 2001). Logo, a solução é utilizar um coeficiente global de transferência de oxigênio, que leve em consideração a soma das resistências das duas películas (**Equação 2.27** e **Equação 2.28**).

$$K_L = \frac{1}{(1/k_L) + (1/k_g \cdot H)} \quad \text{Eq. 2.27}$$

$$K_g = \frac{1}{(1/k_g) + (H/k_L)} \quad \text{Eq. 2.28}$$

Portanto, tem-se:

$$n_{O_2} = K_g \cdot (p_g - p_L) \quad \text{Eq. 2.29}$$

$$n_{O_2} = K_L \cdot (C_S - C) \quad \text{Eq. 2.30}$$

Em sistemas de dissolução de oxigênio em caldos fermentativos, a resistência ao transporte de massa na fase gasosa é desprezível comparada a da fase líquida, ou seja, o valor de k_g é muito maior que o de k_L . Logo $K_L = k_L$ e o fluxo de oxigênio é escrito como:

$$n_{O_2} = k_L \cdot (C_S - C) \quad \text{Eq. 2.31}$$

O fluxo de massa é definido em termos de unidade de área interfacial de troca de massa. Essa área é de difícil determinação, uma vez que existe um número elevado de bolhas suspensas no meio líquido. Logo, define-se um novo parâmetro:

$$a = \frac{\text{área interfacial de transferência de massa (m}^2\text{)}}{\text{volume total de líquido (m}^3\text{)}} \quad \text{Eq. 2.32}$$

A taxa de transferência de oxigênio é definida como:

$$n_{O_2} \cdot a = k_L a \cdot (C_S - C) \quad \text{Eq. 2.33}$$

onde:

$n_{O_2} \cdot a$: taxa de transferência de oxigênio ($\text{gO}_2/\text{m}^3 \cdot \text{h}$);

$k_L a$: coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (h^{-1}).

Por fim, quando a transferência de oxigênio não se encontra no estado estacionário, a variação da concentração de oxigênio no meio líquido é dada por:

$$\frac{dC}{dt} = k_L a \cdot (C_s - C) \quad \text{Eq. 2.34}$$

Portanto, a caracterização do desempenho de um sistema de transferência de oxigênio é realizado através da determinação do $k_L a$.

2.3.2 Respiração microbiana

A importância da transferência de oxigênio decorre do consumo deste elemento devido à respiração microbiana. A velocidade específica de respiração (Q_{O_2}) é definida como:

$$Q_{O_2} = \frac{1}{C_x} \cdot \frac{dC}{dt} \quad \text{Eq. 2.35}$$

onde:

Q_{O_2} : velocidade específica de respiração ($gO_2/g_{células} \cdot h$);

C_x : concentração celular ($g_{células}/m^3$);

(dC/dt) : velocidade de consumo de oxigênio ($gO_2/m^3 \cdot h$).

A velocidade específica de respiração introduz as características biológicas do sistema, uma vez que depende do microrganismo utilizado, da composição do meio de cultivo, da velocidade de crescimento do microrganismo e das condições de temperatura e pH da fermentação (Schmidell, 2001). Além disso, à medida que o número de células aumenta a quantidade demandada de oxigênio também cresce (Schmidell, 2001). Pirt (1975) sugeriu a seguinte relação entre a velocidade específica de respiração e a concentração celular:

$$Q_{O_2} = m_0 + \frac{1}{Y_0} \cdot \mu_x \quad \text{Eq. 2.36}$$

onde:

m_0 : coeficiente de manutenção para o oxigênio ($\text{gO}_2/\text{g}_{\text{células}}\cdot\text{h}$);

Y_0 : fator de conversão de oxigênio para células ($\text{g}_{\text{células}}/\text{gO}_2$);

μ_x : $(1/C_x)(dC_x/dt)$ = velocidade específica de crescimento celular (h^{-1});

2.3.3 Análise conjunta da transferência e do consumo de oxigênio

Durante o crescimento de um microrganismo, observa-se tanto a transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida, quanto o consumo deste elemento pelo microrganismo através da respiração microbiana. Logo, o balanço de oxigênio na fase líquida é descrito por:

$$\frac{dC}{dt} = k_L a \cdot (C_S - C) - Q_{O_2} \cdot C_x \quad \text{Eq. 2.37}$$

A **Equação 2.37** pode então ser utilizada para a definição da estratégia de operação de um cultivo aeróbio, considerando-se dois estilos de operação (Schmidell, 2001).

O primeiro estilo de operação corresponde à manutenção de uma concentração constante de oxigênio no meio, monitorada através da utilização de um eletrodo. Neste caso, a **Equação 2.37** é reescrita como:

$$k_L a \cdot (C_S - C_C) = Q_{O_2} \cdot C_x \quad \text{Eq. 2.38}$$

onde C_C é o valor constante da concentração desejada (gO_2/m^3). Dessa forma, tem-se:

$$k_L a = \frac{Q_{O_2} \cdot C_x}{(C_S - C_C)} \quad \text{Eq. 2.39}$$

Portanto, para se manter o valor de concentração de O_2 no meio constante é necessário variar o $k_L a$ proporcionalmente à variação de $Q_{O_2} \cdot C_x$. Esta estratégia de operação acarreta em investimentos em sistemas de controle, utilizando-se a frequência de rotação do eixo do agitador (no caso de biorreatores

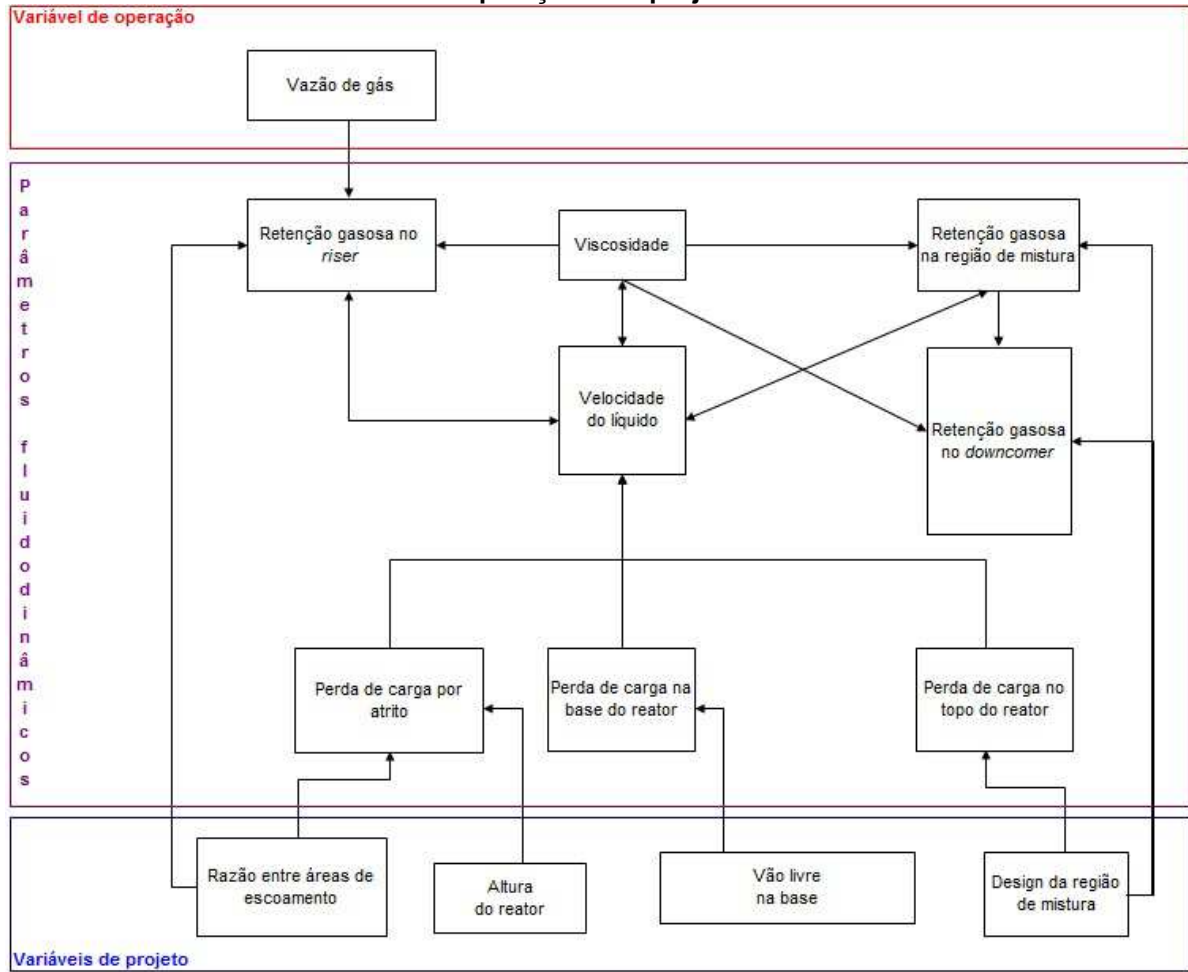
convencionais) e a vazão de ar como variáveis de controle. Além disso, proporciona uma economia de energia no processo (Schmidell, 2001).

A segunda opção de operação do cultivo corresponde a determinação do valor de k_La para o instante de máximo valor de demanda de oxigênio pelo processo (maior $Q_{O_2}.Cx$). Baseado nisto, dimensiona-se o sistema de transferência para oferecer essa condição de transferência de massa desde o início da fermentação. Logo, a concentração apresentará uma variação ao longo do tempo, atingindo um valor mínimo no instante de máximo $Q_{O_2}.Cx$. Apesar do menor investimento em sistema de controle, essa estratégia implica em maior gasto energético (Schmidell, 2001).

2.4 Modificações geométricas em biorreatores airlift de circulação interna

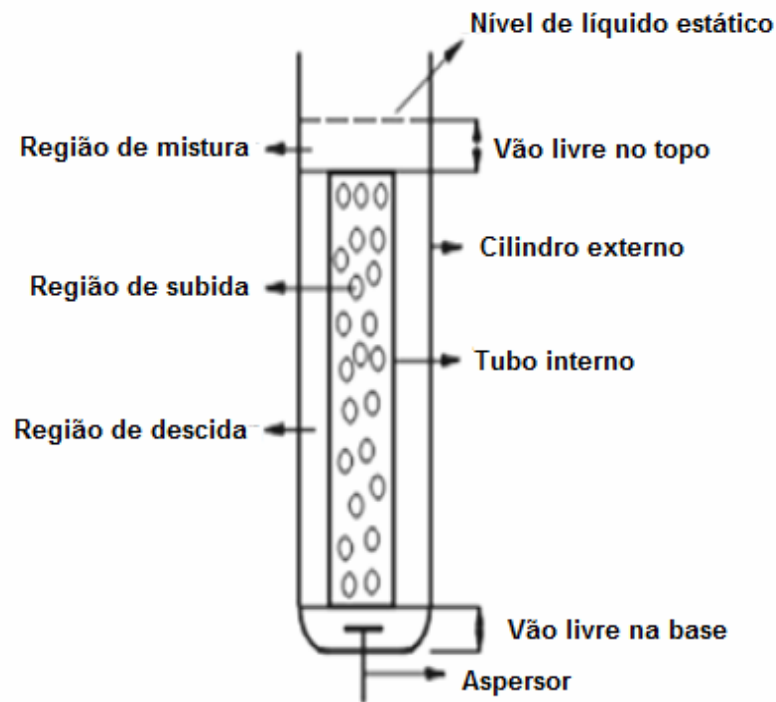
O desempenho de biorreatores *airlift*, expresso na forma de variáveis hidrodinâmicas, apresenta uma dependência complexa em relação às variáveis de operação e de projeto (**Figura 2.12**). A única variável operacional disponível em biorreatores *airlift* é a vazão de gás (**Figura 2.12**), enquanto que as variáveis de projeto compreendem a razão entre as áreas das regiões de subida e de descida, o vão livre na base e a geometria (*design*) da região de mistura (**Figura 2.13**). Além disso, a geometria do aspersor de gás também influencia o desempenho dos biorreatores. A seguir, são apresentados estudos relativos à melhoria de biorreatores *airlift* de circulação interna através de modificações geométricas.

Figura 2.12 – Diagrama das interações entre parâmetros hidrodinâmicos e variáveis de operação e de projeto.



(Adaptado de Merchuk *et al.*, 1996)

Figura 2.13 – Esquema de um biorreator *airlift* de cilindros concêntricos com as suas respectivas regiões de escoamento.



(Adaptado de Gumery, Ein-Mozaffari e Dahman, 2009)

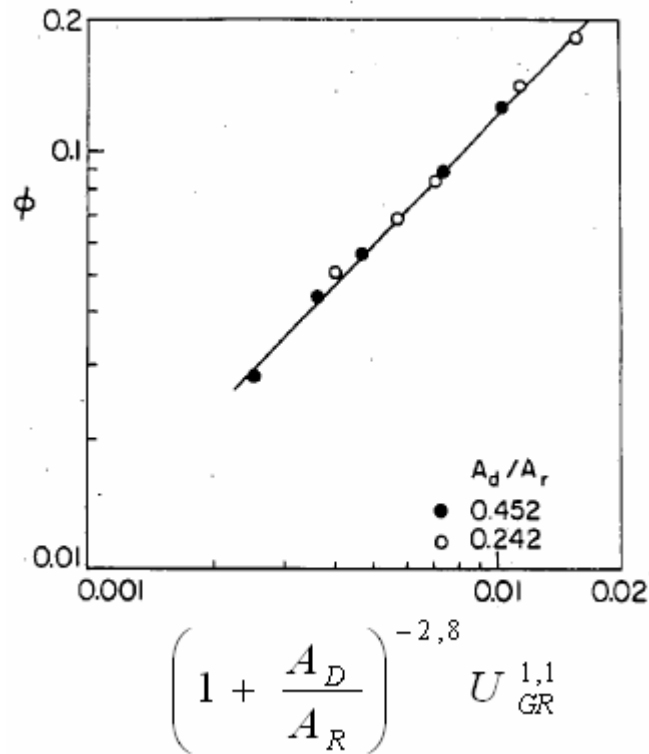
2.4.1 Razão entre as áreas das regiões de descida e subida (A_D/A_R)

Ouyoung, Chisti e Moo-Young (1989) investigaram o comportamento da retenção gasosa global em um biorreator *airlift* de cilindros concêntricos com injeção de gás pela região anular, utilizando água de torneira e soluções salinas com fibra de celulose. Variando-se U_{GR} de 0,01 a 0,04 $m.s^{-1}$ e utilizando-se duas relações entre áreas de escoamento (0,242 e 0,452), os autores verificaram que um decréscimo em A_D/A_R acarretou em aumento da retenção gasosa global, ocasionado pela diminuição da circulação do líquido e, conseqüentemente, da velocidade da bolha de gás na região de subida. Os autores compararam os resultados de ε_G em função de U_{GR} e A_D/A_R fornecidos pela **Equação 2.40** com valores experimentais, obtendo-se um excelente concordância, conforme apresentado na **Figura 2.14**:

$$\varepsilon_G = 12,1 \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-2,8} \cdot U_{GR}^{1,1}$$

Eq. 2.40

Figura 2.14 – Comparação entre os resultados experimentais de Ouyoung, Chisti e Moo-Young (1989) e valores previstos pela Equação 2.39.



(Ouyoung, Chisti e Moo-Young, 1989)

Wongsuchoto, Charinpanitkul e Pavasant (2003) estudaram a variação do diâmetro de bolha em biorreatores *airlift* com aspensor de 14 furos na região anular. Neste estudo, utilizou-se água como fase líquida e os valores de A_D/A_R avaliados foram 0,067, 0,43 e 1. Os autores verificaram que para valores de U_{GR} inferiores a $0,0296 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ a razão de áreas de escoamento não afetou significativamente o tamanho das bolhas. Entretanto, para valores elevados de velocidade do gás, a razão geométrica A_D/A_R afetou significativamente o diâmetro das bolhas, cujo menor valor observado foi de aproximadamente 4,0 mm para um biorreator com $A_D/A_R = 0,43$.

Mehrnia *et al.* (2004b) avaliaram o efeito de variáveis operacionais e geométricas na hidrodinâmica e na transferência de massa de um biorreator *airlift* de circulação interna, utilizando microemulsão de água em querosene (20:80). Constatou-se que a diminuição da razão A_D/A_R melhorou a capacidade de transferência de oxigênio e de mistura do sistema, de acordo com as correlações descritas pelas **Equações 2.41 e 2.42**.

$$k_L a = 0,199 \cdot (U_{GR})^{0,8334} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{-0,4526} \cdot \left(\frac{H_R}{D_R}\right)^{0,0169} \cdot \left(\frac{A_S}{A}\right)^{-0,518} \cdot (C_t)^{-0,0098} \quad \text{Eq. 2.41}$$

$$t_m = 0,687 \cdot (U_{GR})^{-0,364} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{0,2337} \cdot \left(\frac{H_R}{D_R}\right)^{1,3493} \cdot \left(\frac{A_S}{A}\right)^{-0,185} \cdot (C_t)^{-0,0834} \quad \text{Eq. 2.42}$$

onde H_R/D_R é a relação altura-diâmetro do biorreator, A_S/A é a razão entre as áreas da seção transversal da região alargada de mistura e do restante do reator, e C_t é a razão entre o diâmetro do reator e o vão livre na base.

Ruen-Ngam *et al.* (2008) avaliaram a distribuição axial do diâmetro de bolha em uma solução salina (30 ppt) empregando um biorreator *airlift* de 17 L. Os autores verificaram que para valores de U_{GR} inferiores a $0,015 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, a razão entre áreas não proporcionava diferenças significativas no diâmetro médio das bolhas. Entretanto, para valores de U_{GR} superiores a $0,015 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, constatou-se que uma diminuição de A_D/A_R acarretava em maiores tamanhos de bolhas, fato explicado pelo aumento da turbulência devido à diminuição da área da região de subida, facilitando a ocorrência da coalescência de bolhas.

2.4.2 Vão livre na base do reator

O vão livre na base do reator (h_B) corresponde à distância entre a parte inferior do tubo interno e o fundo do reator. Gavrilescu e Tudose (1998a; b; c) avaliaram a influência desta e de outras características geométricas, na hidrodinâmica e na transferência de oxigênio de um reator *airlift* de cilindros concêntricos em três escalas (0,07; 2,5 e $5,2 \text{ m}^3$), operando com água destilada.

Segundo Gavrilescu e Tudose (1998a), a diminuição de h_B provoca um aumento em ϵ_{GR} e uma queda em ϵ_{GD} . Este fenômeno ocorre devido à diminuição na velocidade do líquido, que proporciona um desprendimento de gás maior no topo do reator. Na região de mistura, a retenção gasosa mostrou-se independente de h_B para valores de U_{GR} inferiores a $0,06 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ e h_S (vão livre no topo do reator) menor que 0,07 m. Por fim, a retenção gasosa global mostrou-se pouco suscetível a variações em h_B , demonstrando que o comportamento da fração de gás das regiões

individuais determina o valor da fração global. Baseados em análise dimensional, os autores propuseram as seguintes correlações:

$$\varepsilon_{GR} = 8 \cdot 10^{-3} \cdot Ga^{0,21} \cdot Fr^{0,82} \cdot B^{-0,19} \cdot Y^{-0,43} \cdot T^{-0,10} \cdot R^{-0,17} \quad \text{Eq. 2.43}$$

$$\varepsilon_{GD} = 2,35 \cdot 10^{-3} \cdot Ga^{0,20} \cdot Fr^{0,74} \cdot B^{0,41} \cdot Y^{-1,14} \cdot T^{-0,54} \cdot R^{-0,24} \quad \text{Eq. 2.44}$$

$$\varepsilon_{GRM} = 61,3 \cdot 10^{-3} \cdot Ga^{0,13} \cdot Fr^{0,94} \cdot B^{-0,36} \cdot Y^{-1,25} \cdot T^{-0,28} \cdot R^{-0,25} \quad \text{Eq. 2.45}$$

$$\varepsilon_{GT} = 3 \cdot 10^{-3} \cdot Fr^{1,2} \cdot B^{-0,13} \cdot Y^{-0,20} \cdot T^{-0,6} \cdot R^{-0,16} \quad \text{Eq. 2.46}$$

onde:

$$Ga = \frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_R^3}{\mu_L^2} : \text{número de Galileo};$$

$$Fr = \frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_R}} : \text{número de Froude};$$

$$B = \frac{h_B}{D_R} : \text{razão espacial na base};$$

$$Y = \frac{h_S + D_R}{D_S} : \text{razão espacial da região de mistura};$$

$$T = \frac{h_S}{D_R} + 1 : \text{razão espacial no topo};$$

$$R = \frac{A_d}{A_S} : \text{razão de resistência ao escoamento no } \textit{downcomer},$$

D_R : diâmetro do reator;

μ_L : viscosidade dinâmica da fase líquida;

D_S : diâmetro da região de mistura;

A_d : área livre de escoamento no *downcomer*.

Investigando o desempenho de um biorreator *airlift* de 6 L operando com água destilada, Gouveia, Hokka e Badino (2003) correlacionaram a retenção gasosa com os grupos adimensionais número de Froude (Fr), razão espacial no topo (T) e razão espacial na base (B). Neste estudo, verificou-se que o aumento do vão livre na base do reator (h_B) acarretou em um aumento na retenção gasosa nas

regiões de descida e subida e, conseqüentemente, na fração gasosa global. Apesar da diferença de comportamento, os expoentes do adimensional B apresentaram a mesma ordem de grandeza dos expoentes encontrados por Gavrilescu e Tudose (1998a).

Ao analisar a circulação de líquido no biorreator *airlift*, Gavrilescu e Tudose (1998b) verificaram que um aumento de h_B acarretou em um incremento na velocidade superficial do líquido na região de subida (U_{LR}), devido à grande variação na perda de carga no fundo do reator, especialmente para valores de h_B inferiores a 0,16 m. Além disso, verificou-se que o tempo de circulação decrescia a medida que o vão livre na base aumentava. Os autores correlacionaram U_{LR} com grupos geométricos adimensionais, obtendo um coeficiente de correlação superior a 0,85.

$$U_{LR} = 1,57 \cdot Fr^{0,42} \cdot B^{0,84} \cdot Y^{0,33} \cdot R^{0,63} \cdot \left(\frac{\nu_L}{D_R} \right)^{0,01} \quad \text{Eq. 2.47}$$

onde ν_L é a viscosidade cinemática do líquido.

Trabalhando em escala de bancada, Gouveia, Hokka e Badino (2003) verificaram que a velocidade superficial do líquido era mais influenciada pela velocidade superficial do gás na região de subida em comparação aos parâmetros geométricos, de acordo com o valor dos expoentes da **Equação 2.48**.

$$U_{LR} = 0,178 \cdot Fr^{0,297} \cdot B^{-0,004} \cdot T^{0,095} \quad \text{Eq. 2.48}$$

Além disso, foi constatado que um aumento em h_B proporcionava um decréscimo em U_{LR} , em um comportamento contrário ao observado por Gavrilescu e Tudose (1998b). Segundo os autores, este fenômeno é reflexo das diferentes características geométricas dos biorreatores e dos intervalos de U_{GR} utilizados nos estudos.

Ao investigar a influência de h_B sobre a transferência de oxigênio, Gavrilescu e Tudose (1998c) observaram que para valores de U_{GR} até $0,055 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, o $k_L a$ era independente do vão livre na base do reator. Entretanto, para velocidades do gás superiores, o comportamento padrão era de pequena queda no $k_L a$ com o aumento de h_B . Segundo os autores, quando a variação no vão livre na base induzia maiores velocidades de circulação do líquido, observava-se um maior número de

bolhas de tamanho inferior ao tamanho médio. Dessa forma, o $k_L a$ aumentava devido a maior área interfacial para troca de massa. Além disso, o $k_L a$ foi correlacionado aos parâmetros geométricos, obtendo-se um coeficiente de correlação de 0,91.

$$Sh = 1,204 \cdot 10^6 \cdot Ga^{0,01} \cdot Fr^{0,90} \cdot B^{-0,1} \cdot Y^{-1,70} \cdot T^{-0,18} \cdot R^{-0,18} \quad \text{Eq. 2.49}$$

onde:

$$Sh = \frac{k_L a \cdot D_R^2}{D_L} : \text{número de Sherwood;}$$

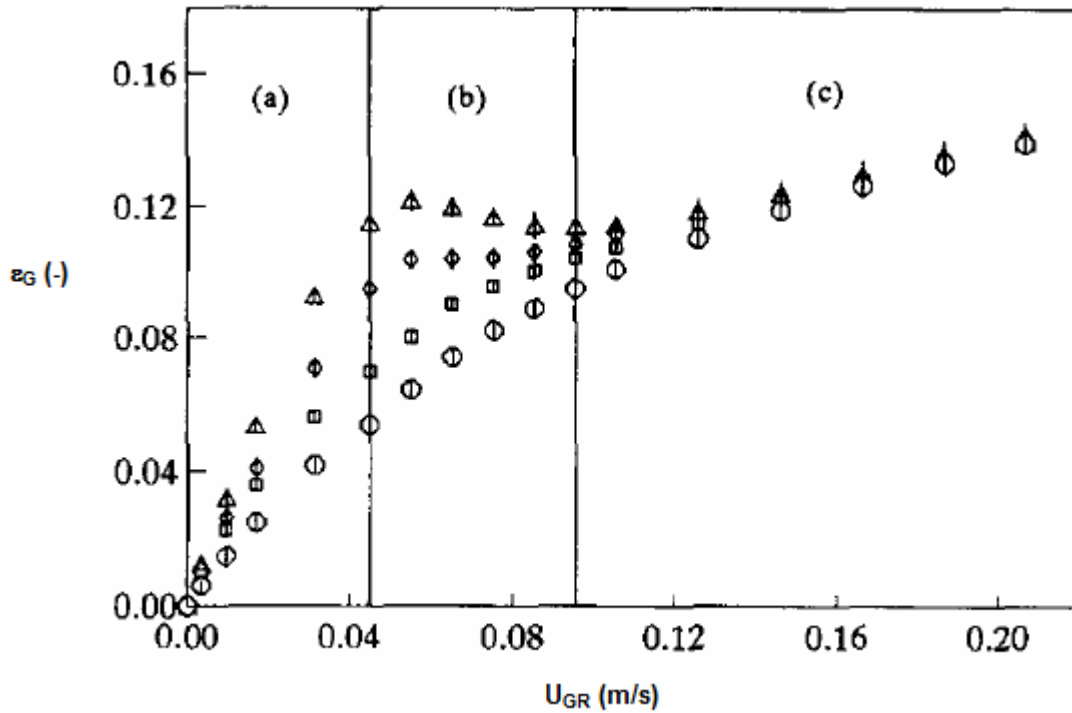
D_L : difusividade do oxigênio na fase líquida.

2.4.3 Aspersor

A influência do aspersor na hidrodinâmica e na transferência de massa em biorreatores *airlift* foi avaliada através de estudos envolvendo o número e tamanho dos furos e o tipo de aspersor.

Merchuk *et al.* (1998) avaliaram a influência de dois tipos de aspersores (cilíndrico e placa plana) e do diâmetro dos furos na velocidade superficial do líquido, no tempo de mistura e na retenção gasosa global, em um biorreator *airlift* de 12 L, operando com água do mar. Para os aspersores cilíndricos de vidro poroso (C-3 e C-4), os autores observaram a existência de três regimes de escoamento para a retenção gasosa global: homogêneo (a), de transição (b) e heterogêneo (c). Entretanto, para os aspersores cilíndricos do tipo tubo perfurado (C-1 e C-2), a variação da retenção gasosa global é gradual e a transição entre os regimes não é brusca (**Figura 2.15**).

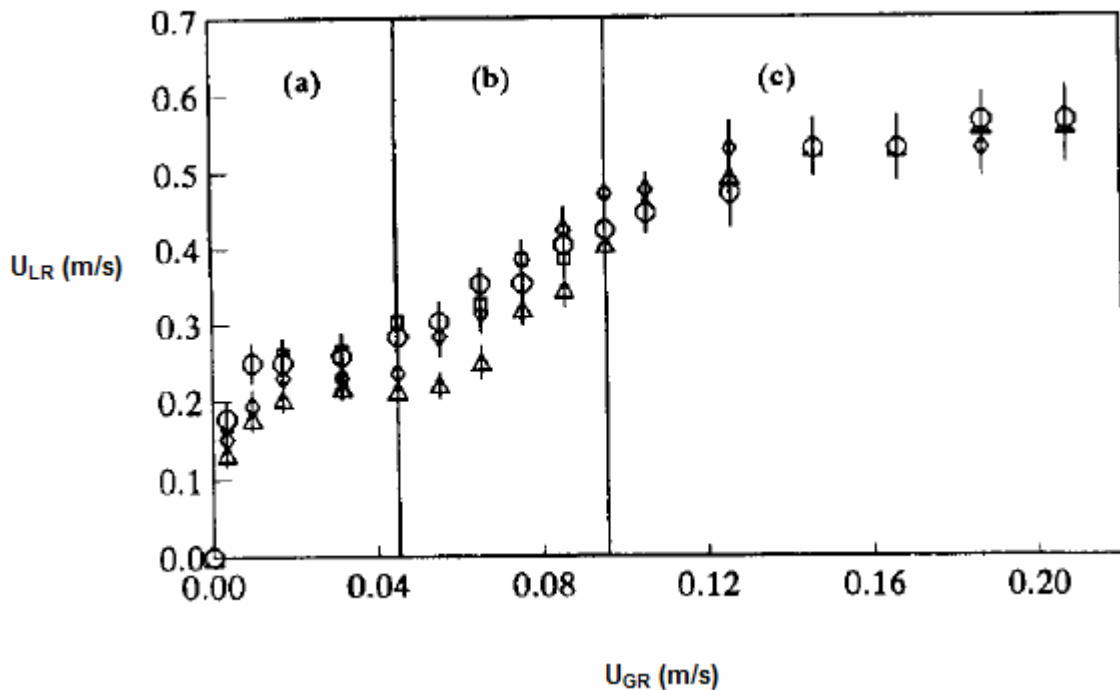
Figura 2.15 – Gráfico da variação da retenção gasosa global para aspersores cilíndricos:
 (○) C-1; (□) C-2; (◇) C-3; (△) C-4.



(Merchuk *et al.*, 1998)

Para os aspersores C-3 e C-4, a velocidade superficial do líquido na região de subida foi proporcional à retenção gasosa. Para o regime homogêneo, o aumento de U_{GR} praticamente não causou modificações em U_{LR} . Assim que o regime de transição foi atingido, U_{LR} passou a variar proporcionalmente à U_{GR} , sendo este efeito menor para os aspersores C-1 e C-2, cujo diâmetro do furo era menor. No regime heterogêneo, tanto a velocidade do líquido quanto a fração de gás mostraram-se independentes da porosidade do aspersor (Merchuk *et al.*, 1998).

Figura 2.16 – Gráfico da variação da velocidade superficial do líquido na região de subida para aspersores cilíndricos: (○) C-1; (□) C-2; (◇) C-3; (△) C-4.



(Merchuk *et al.*, 1998)

Ao analisar-se os aspersores tipo placa plana Merchuk *et al.* (1998) verificaram que os comportamentos de ε_G e U_{LR} foram similares aos observados para os aspersores cilíndricos.

Contreras *et al.* (1999) avaliaram a transferência de massa e a velocidade de cisalhamento utilizando quatro aspersores cilíndricos, com tamanhos de poros variando entre 60 e 1000 μm , em um biorreator *airlift* de 12 L. Para valores de U_{GR} inferiores a $0,05 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ (regime homogêneo), verificou-se que o k_{La} aumentava com a diminuição do tamanho do furo. Entretanto, no regime heterogêneo, a transferência de massa mostrou-se independente do diâmetro do poro do aspersor, atingindo um valor máximo de $0,030 \text{ s}^{-1}$. Ao se analisar o comportamento conjunto de k_{La} e $\dot{\gamma}$, os autores verificaram que não havia uma relação simples entre estes parâmetros, em contraposição aos dados da literatura para reatores coluna de bolhas. Além disso, no regime homogêneo, os aspersores de menor tamanho de furo proporcionaram os maiores valores de k_{La} e as menores velocidades de cisalhamento, devido à não coalescência da água do mar. Logo, as menores bolhas geradas eram conservadas no reator, aumentando a área interfacial de troca de massa e conseqüentemente, a transferência de oxigênio.

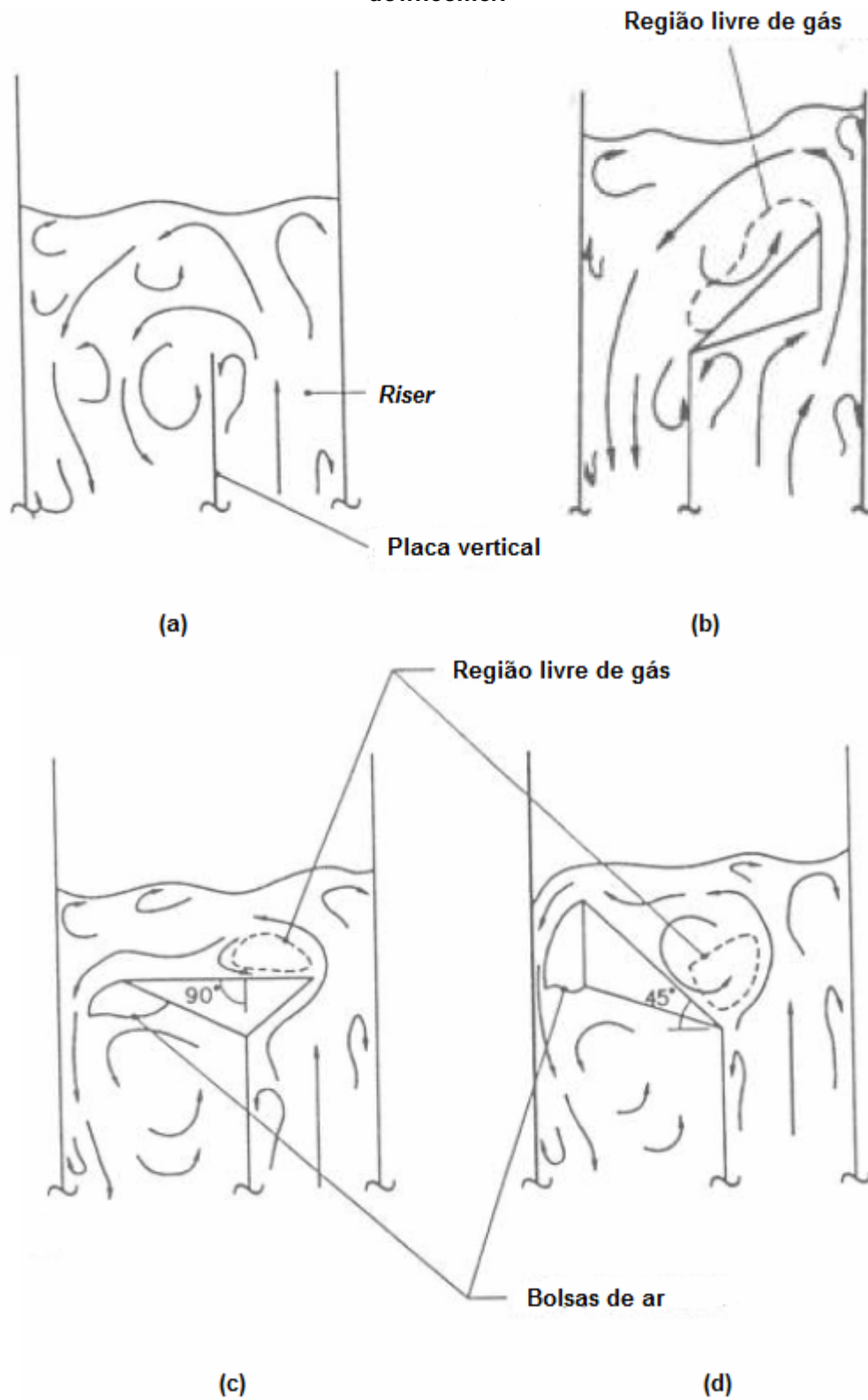
Dentre os diversos modelos avaliados na literatura, destacam-se o aspersionador de membrana (Poulsen e Iversen, 1999), placa perfurada (Polli *et al.*, 2002; Sijacki *et al.*, 2011); anel perfurado (Polli *et al.*, 2002; Luo *et al.*, 2011) e placa sinterizada (Sijacki *et al.*, 2011).

2.4.4 Design na região de mistura

Choi, Chisti e Moo-Young (1995a; b) verificaram a influência do desenho da região de mistura na hidrodinâmica e na transferência de oxigênio de um reator *airlift* tipo *split* de 0,1 m³. Os autores utilizaram prismas acoplados à placa vertical do biorreator, obtendo quatro diferentes configurações (**Figura 2.17**).

Neste estudo, verificou-se que a configuração da região de mistura apresentou pouca influência sobre ϵ_{GR} , uma vez que os valores para as configurações (a), (c) e (d) mostraram-se semelhantes. Entretanto, observou-se um efeito marcante do *design* sobre a retenção gasosa da região de descida, cujos maiores valores foram obtidos para a configuração sem prisma, resultado da menor capacidade de desprendimento de gás deste dispositivo (Choi, Chisti e Moo-Young, 1995a). Logo, a força motriz para o escoamento do líquido (diferença entre as retenções gasosas nas regiões de descida e subida) foi maior para o biorreator *airlift* equipado com o prisma inclinado em 45° (Configuração (d)). Entretanto, este resultado se contrapôs ao comportamento observado para U_{LD} , em que o biorreator sem o prisma apresentou a maior velocidade superficial do líquido na região de descida. Este efeito contrário foi atribuído à maior perda de carga imposta pela presença dos prismas, resultando em uma resistência hidráulica ao escoamento do líquido (Choi, Chisti e Moo-Young, 1995a).

Figura 2.17 – Desenho de diferentes configurações da região de mistura: (a) sem prisma; (b) prisma inclinado em 45° para o *riser*; (c) prisma horizontal; (d) prisma inclinado em 45° para o *downcomer*.



(Choi, Chisti e Moo-Young, 1995a;b)

A análise dos valores de k_{La} indicou a configuração sem prisma (a) como a melhor em termos de transferência de oxigênio, seguida pela configuração (c), com a menor transferência de massa verificada para o biorreator equipado com o dispositivo (d). Esse comportamento segue o padrão verificado para a variação da retenção gasosa global, cujos valores foram decrescentes na ordem (a)>(c)>(d). Os autores correlacionaram k_{La} e ε_G com U_{GR} para cada dispositivo, de acordo com a **Equação 2.50** e a **Equação 2.51**. Os parâmetros obtidos do ajuste são apresentados na **Tabela 2.2**.

$$\varepsilon_G = \delta \cdot U_{GR}^l \quad \text{Eq. 2.50}$$

$$k_{La} = \kappa \cdot U_{GR}^\lambda \quad \text{Eq. 2.51}$$

Tabela 2.2 – Valores dos parâmetros das Equações 2.49 e 2.50.

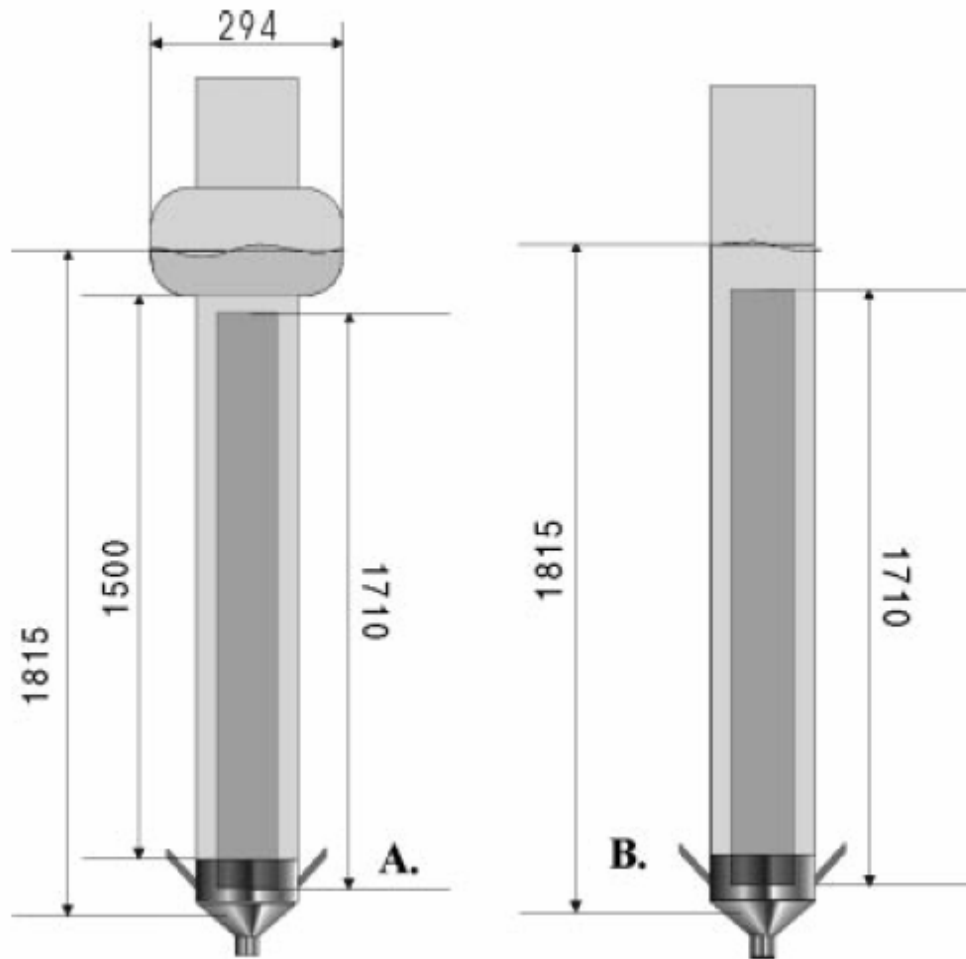
Configuração	δ	l	κ	λ
(a)	0,7426	0,8167	0,2289	0,7847
(c)	0,6008	0,7517	0,1987	0,0832
(d)	0,5271	0,7340	0,2690	0,1015

(Choi, Chisti e Moo-Young, 1995a)

Klein *et al.* (2001) investigaram a hidrodinâmica de um biorreator *airlift* de 30 L, construído com a região de mistura alargada (diâmetro maior que o restante do biorreator) e compararam os resultados com o biorreator *airlift* padrão (diâmetro da região de mistura igual ao corpo do reator).

Constatou-se que o desenho da região de mistura não influenciou ε_{GR} ao longo da faixa de velocidades de gás empregada, assim como ε_{GD} e V_{LD} para valores de U_{GR} inferiores a $0,02 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Entretanto, para velocidades de gás superiores, a região de mistura alargada possibilitou um maior desprendimento das bolhas de gás, verificada devido a menor retenção gasosa na região de descida. Como consequência, a velocidade do líquido na região de descida mostrou-se maior para o biorreator com região de mistura alargada.

Figura 2.18 – Esquema representativo dos biorreatores *airlift* com região de mistura alargada (A) e convencional (B).



(Klein *et al.*, 2001)

Mehrnia *et al.* (2004a;b) avaliaram a influência da abertura da região de mistura em biorreatores *airlift*, variando a razão entre as áreas de seção transversal da região de mistura e do biorreator (A_S/A). Os autores constataram que o aumento na abertura da região de mistura diminuía a capacidade de transferência de oxigênio, devido ao decréscimo da retenção gasosa na região de descida. Além disso, verificou-se que um aumento em A_S/A melhorava a condição de mistura do sistema. Os parâmetros de desempenho foram correlacionados com variáveis operacionais e geométricas obtendo-se com coeficientes de correlação superiores à 0,98.

$$k_L a = 0,1919 \cdot U_{GR}^{0,8252} \cdot \left(\frac{A_S}{A}\right)^{-0,505} \cdot \left(\frac{H_R}{D_R}\right)^{0,015} \cdot C_t^{-0,011} \quad \text{Eq. 2.52}$$

$$t_m = 0,5873 \cdot U_{GR}^{0,3679} \cdot \left(\frac{A_S}{A}\right)^{-0,1974} \cdot \left(\frac{H_R}{D_R}\right)^{1,404} \cdot C_t^{-0,013} \quad \text{Eq. 2.53}$$

2.5 Análise da revisão bibliográfica

Na literatura, diversos estudos avaliaram o impacto de modificações geométricas no desempenho de biorreatores pneumáticos, como por exemplo, o *design* da região de mistura. De acordo com Choi, Chisti e Moo-Young (1995a), a região de mistura funciona como uma zona de desprendimento de gás e dependendo do seu *design*, grande parte do gás proveniente do *riser* pode recircular pelo *downcomer* ou separar-se totalmente da fase líquida, controlando a força motriz para o escoamento do líquido. Logo, a geometria da região de mistura afeta toda a hidrodinâmica e transferência de oxigênio dos biorreatores *airlift*, e o efeito sobre a *performance* do reator é uma combinação da capacidade de separar gás do líquido e da sua resistência hidráulica (Choi, Chisti e Moo-Young, 1995a). Entretanto, os estudos realizados até o momento avaliaram as diferentes características geométricas da região de mistura de forma independente, sem considerar as possíveis interações entre elas. Além disso, poucos trabalhos avaliaram expansões suaves (com ângulo) entre o corpo principal do biorreator e a região de mistura, comparando em muitos casos apenas o biorreator *airlift* “tradicional” (sem expansão) com uma geometria de expansão brusca, como nos trabalhos de Klein *et al.* (2001) e de Gavrilescu e Tudose (1998a;b;c). Justifica-se, portanto, um estudo com a abordagem aqui proposta de forma a se determinar a melhor geometria desses equipamentos.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Biorreatores

Os ensaios foram conduzidos em biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos de 10L de volume útil, confeccionados em acrílico. Estes equipamentos eram compostos por um corpo principal associado a um tronco cônico (**Figura 3.1**). O corpo principal do biorreator correspondia a um cilindro com 160 mm de diâmetro interno, ao qual se encontrava um cilindro interno concentricamente posicionado (100 mm de diâmetro), resultando em uma relação entre as áreas das regiões de descida e subida igual a 1,44. Foram avaliadas diferentes geometrias da região de mistura, variando-se o ângulo (α) e a fração volumétrica de líquido contida na região de mistura ($FV_{L,RM}$) (**Figura 3.1**), totalizando-se nove diferentes configurações de biorreatores (**Figura 3.2**), de acordo com a metodologia do Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR). A fração volumétrica de líquido na região de mistura é definida como a razão entre o volume de líquido contido na região de mistura para o sistema não-aerado ($V_{L,RM}$) e o volume de líquido total do biorreator (V_L).

$$FV_{L,RM} = \frac{V_{L,RM}}{V_L} \quad \text{Eq. 3.1}$$

O aspersor de gás empregado foi do tipo cruzeta (também confeccionado em acrílico) com orifícios de 0,5 mm de diâmetro e espaçamento entre os furos de 5 mm, distribuindo-se ao longo das hastes do aspersor (Badino, Cerri e Hokka, 2004).

Os biorreatores estavam equipados com medidor/controlador de vazão de gás (marca Aalborg, modelo GFC37), medidor de pressão (marca T&S), analisador (marca Mettler-Toledo O₂ Transmitter, modelo 4500) e eletrodo de oxigênio dissolvido (marca Mettler-Toledo, modelo InPro 6100) e sistema de aquisição de dados de concentração de oxigênio dissolvido em tempo real.

Figura 3.1 - Esquema representativo de um biorreator *airlift* com região de mistura expandida.

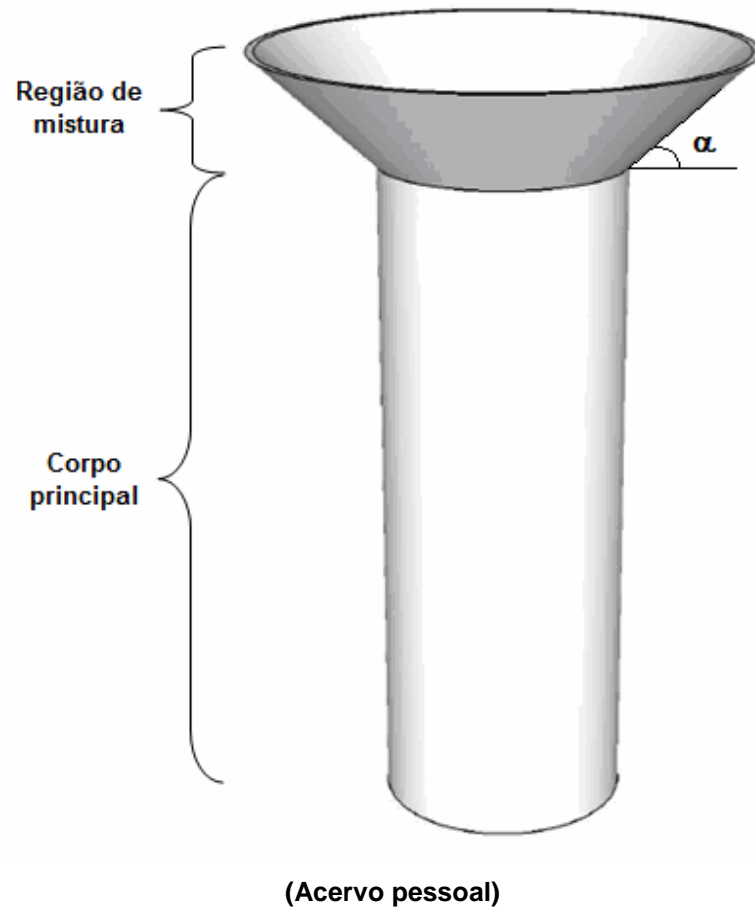
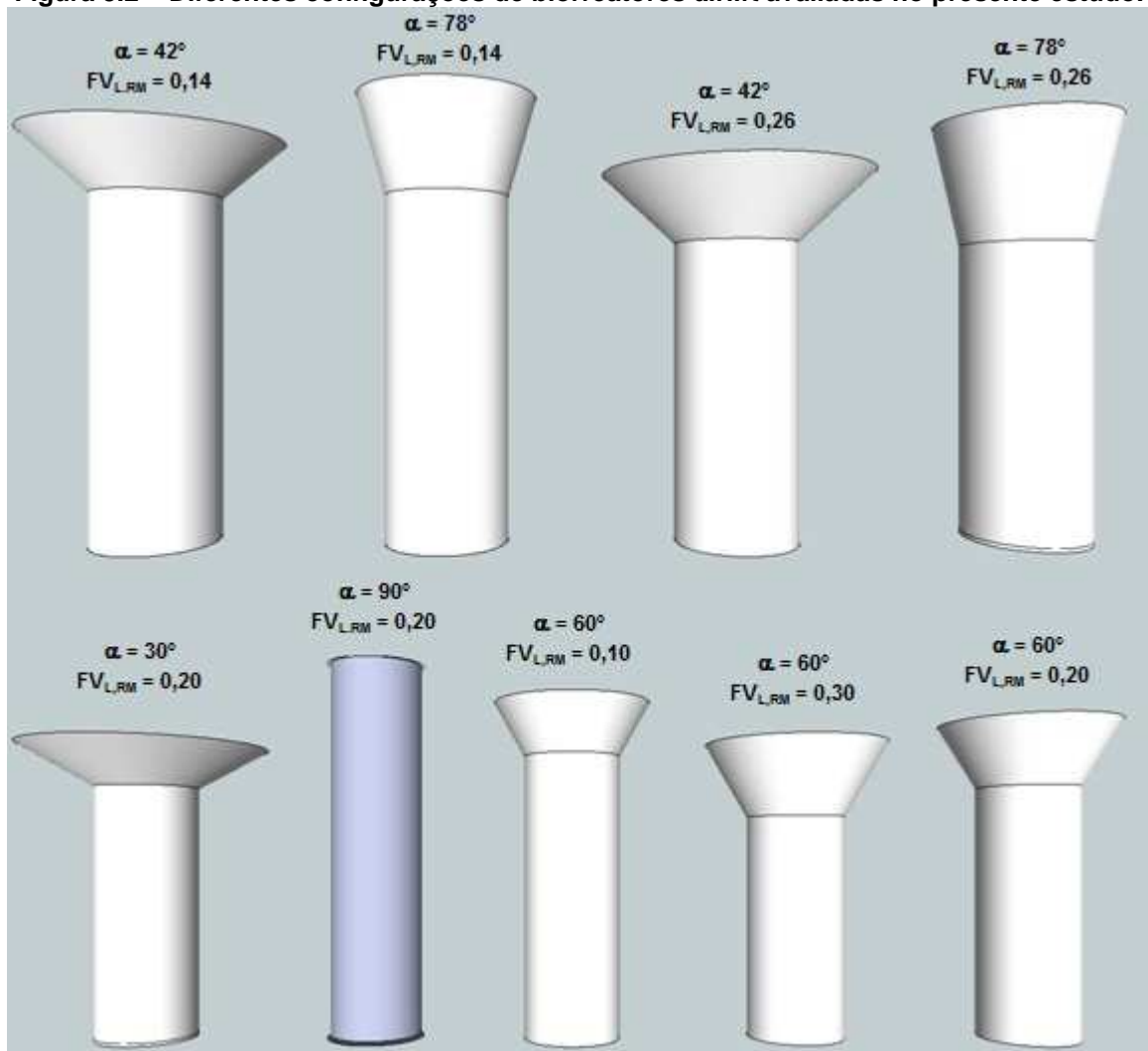


Figura 3.2 – Diferentes configurações de biorreatores *airlift* avaliadas no presente estudo.



(Acervo pessoal)

3.2 Fluidos

Diferentes fluidos foram empregados de acordo com os objetivos a serem alcançados (avaliação da influência de geometria de região de mistura na hidrodinâmica e na transferência de oxigênio e estimativa da velocidade de cisalhamento média), conforme apresentado nas próximas seções.

3.2.1 Influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos

Água destilada e solução de goma xantana ($2,5 \text{ g.L}^{-1}$) suplementada com 10 g.L^{-1} de bagaço de cana explodido (diâmetro da partícula inferior a $1,0 \text{ mm}$) foram empregados como fluidos Newtoniano e não-Newtoniano, respectivamente, para a avaliação da influência da geometria da região de mistura no desempenho dos biorreatores *airlift*. Utilizou-se uma solução de goma xantana associada a partículas de bagaço de cana de açúcar, para simular o comportamento não-Newtoniano pseudoplástico de caldos fermentativos envolvendo o cultivo de microrganismos filamentosos para a produção de celulases a partir de materiais lignocelulósicos (Cunha, 2011). A viscosidade dinâmica da água destilada ($\mu=0,87 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$) e os parâmetros reológicos da Lei de Potência da solução de goma xantana (índice de consistência, $K=1,01 \text{ Pa.s}^n$ e índice de escoamento, $n=0,28$) foram determinados a 32°C a partir de reogramas obtidos utilizando-se um reômetro de cilindros concêntricos digital (Brookfield Engineering Laboratories, modelo DVIII Ultra).

3.2.2 Estimativa da velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$)

Para a investigação da velocidade de cisalhamento média foram utilizadas soluções de glicerol (**Tabela 3.1**) e de goma xantana (**Tabela 3.2**), como fluidos Newtoniano e não-Newtoniano, respectivamente.

Tabela 3.1 – Viscosidade dinâmica dos fluidos Newtonianos.

Solução de glicerol	$\mu \cdot 10^3 \text{ (Pa.s)}$
Água destilada	0,87
SG1	6,0
SG2	10,3
SG3	14,2

Tabela 3.2 – Parâmetros reológicos dos fluidos não-Newtonianos.

Solução de goma xantana	C (g/L)	K (Pa.s ⁿ)	n (-)
SGX1	2,0	0,536	0,37
SGX2	2,5	0,961	0,30
SGX3	3,1	1,536	0,26

3.3 Metodologias para determinação de parâmetros de desempenho

A seguir são apresentadas as metodologias para a determinação dos principais parâmetros de desempenho de biorreatores *airlift*.

3.3.1 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio

O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foi determinado através do método dinâmico (Chisti, 1989). Este método consiste em utilizar um sensor para medir a concentração de oxigênio dissolvido (OD) no meio líquido, com sistema de aquisição de dados em tempo real. Inicialmente, o sistema foi aerado, calibrando-se o eletrodo para a condição de saturação de oxigênio (100%). Borbulhou-se então nitrogênio no meio para eliminar o oxigênio dissolvido, até a concentração igualar-se a zero. Em seguida, alimentou-se o sistema com uma vazão de ar conhecida, registrando-se os valores de concentração ao longo do tempo.

A variação no tempo da concentração de oxigênio dissolvido é descrita por:

$$\frac{dC}{dt} = k_L a \cdot (C_S - C) \quad \text{Eq. 3.2}$$

Integrando-se a **Equação 3.2** de $t=t_0$ e $C=C_0$ até um instante qualquer t , tem-se:

$$C = C_S - (C_S - C_0) \cdot e^{-k_L a \cdot t} \quad \text{Eq. 3.3}$$

onde C_0 é a concentração de oxigênio no instante de tempo $t=t_0$.

A estimativa do $k_L a$ através da **Equação 3.3** fornece resultados errôneos sobre este parâmetro. Isso ocorre, pois o eletrodo não realiza medidas de concentração em tempo real, uma vez que o oxigênio necessita difundir através da membrana do sensor, até atingir o cátodo.

Para contornar esse problema, Aiba, Humphrey e Millis (1973) propuseram um modelo de primeira ordem para corrigir o atraso da resposta do eletrodo:

$$\frac{dC_e}{dt} = k_e \cdot (C - C_e)$$

Eq. 3.4

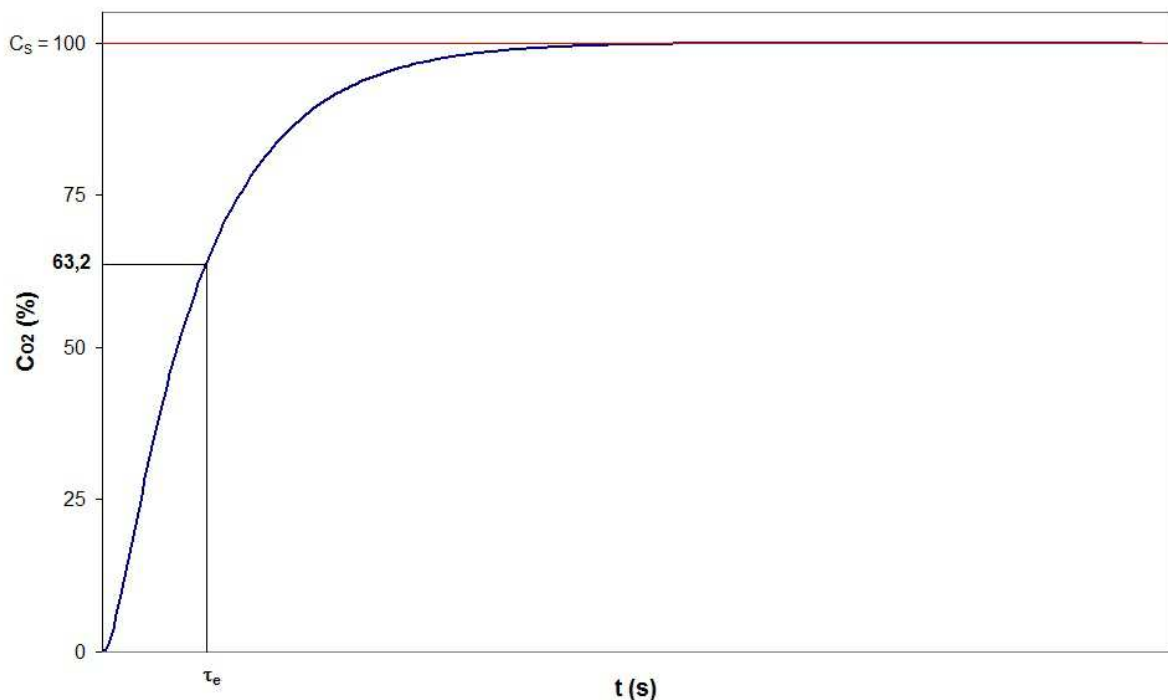
onde:

C_e : concentração de oxigênio dissolvido medida pelo sensor;

k_e : constante de atraso do eletrodo, correspondente ao inverso do tempo de resposta do eletrodo (τ_e).

O tempo de resposta do eletrodo foi determinado por um ensaio do tipo degrau, no qual o sensor foi exposto a uma atmosfera de nitrogênio e em seguida ao ar atmosférico. Com dados da resposta do sinal do eletrodo em função do tempo, determinou-se τ_e como sendo o tempo necessário para que a concentração de oxigênio medida alcance 63,2% do valor máximo, conforme mostra a **Figura 3.3**.

Figura 3.3 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido na determinação do tempo de atraso do eletrodo.



(Acervo pessoal)

Substituindo-se a **Equação 3.3** na **Equação 3.4** e integrando-se a equação resultante com as condições iniciais $t=t_0$ e $C_e=C_{e0}$, obtém-se:

$$C_e = C_{e0} \cdot e^{-k_e \cdot (t-t_0)} + C_{eS} \cdot (1 - e^{-k_e \cdot (t-t_0)}) + \frac{k_e \cdot (C_{eS} - C_0)}{k_e - k_L a} \cdot (e^{-k_e \cdot (t-t_0)} - e^{-k_L a \cdot (t-t_0)}) \quad \text{Eq. 3.5}$$

onde:

C_{e0} : concentração de oxigênio dissolvido medida pelo eletrodo na condição inicial;

C_{eS} : concentração de oxigênio dissolvido medida pelo eletrodo na condição de saturação.

O valor de k_{La} foi obtido ajustando-se a **Equação 3.5** aos dados de concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo, utilizando-se o método de Levenberg-Marquardt (Marquardt, 1963), conhecido o valor de k_e . No presente estudo, o eletrodo de oxigênio dissolvido encontrava-se posicionado na região de subida do biorreator *airlift*.

3.3.2 Retenção gasosa global (ϵ_G)

A retenção gasosa global (ϵ_G) foi determinada através da técnica da expansão de volume (Chisti, 1989). Esta metodologia consiste no acompanhamento visual do volume de líquido não aerado (V_L) e do volume da dispersão gás-líquido sob condições de aeração (V_D).

As determinações dos volumes de líquido e da dispersão foram realizadas empregando-se uma bomba de deslocamento positivo equipada com uma mangueira de silicone tendo um tubo de vidro (8 mm de diâmetro) conectado na sua extremidade. Inicialmente, o tubo de vidro foi posicionado verticalmente em uma abertura da tampa do biorreator. Em seguida, a bomba peristáltica foi ajustada para a sua máxima vazão volumétrica, iniciando-se a descida do tubo de vidro. Finalmente, ao ser alcançado pela extremidade do tubo, a dispersão gás-líquido (ou líquido) passou a ser succionada através do mesmo, determinando-se assim a altura da dispersão (ou líquido) na região de mistura expandida ($h_{D,RM}$ ou $h_{L,RM}$).

O volume da dispersão na região de mistura ($V_{D,RM}$) ou de líquido na região de mistura ($V_{L,RM}$) foram calculados empregando-se as **Equações 3.6 e 3.7 (Apêndice A)**.

$$V_{D,RM} - \frac{\pi}{12} \cdot h \cdot (d_{RM}^2 - d_{RM} \cdot d_C - d_C^2) = 0 \quad \text{Eq. 3.6}$$

$$d_{RM} - d_C - \frac{2 \cdot h \cdot \cos(\alpha)}{\sin(\alpha)} = 0 \quad \text{Eq. 3.7}$$

Onde h é a altura da dispersão ou do líquido ($h_{D,RM}$ ou $h_{L,RM}$) na região de mistura, d_C é o diâmetro do corpo principal do biorreator (160 mm) e α é o ângulo da região de mistura. Conhecendo-se α , d_C e h , calculou-se os valores de $V_{D,RM}$ (ou $V_{L,RM}$) e d_{RM} que satisfizessem as condições impostas pelas **Equações 3.6 e 3.7**, utilizando-se o Método de Newton-Raphson. Em seguida, o volume de gás retido no biorreator (V_G) foi determinado como a diferença entre os volumes da dispersão e do líquido na região de mistura ($V_G = V_{D,RM} - V_{L,RM}$).

Finalmente, a retenção gasosa global foi calculada através da definição dada pela **Equação 2.2**.

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} = \frac{V_D - V_L}{V_D} \quad \text{Eq. 3.8}$$

3.4 Metodologias para estimativa de parâmetros de desempenho

A seguir, são apresentadas as metodologias utilizadas para estimar parâmetros hidrodinâmicos em biorreatores *airlift*.

3.4.1 Diâmetro médio de bolha (d_B)

O diâmetro médio das bolhas foi estimado através de metodologia proposta por Cerri *et al.* (2010), com base nos valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e da retenção gasosa global. Inicialmente, calculou-se o fator ψ através da **Equação 3.9**.

$$\psi = \frac{k_L}{d_B} = \frac{k_L a \cdot (1 - \varepsilon_G)}{6 \cdot \varepsilon_G} \quad \text{Eq. 3.9}$$

onde k_L é o coeficiente convectivo de transferência de oxigênio da fase líquida.

Posteriormente, o diâmetro médio das bolhas foi calculado através da **Equação 3.10**.

$$d_B = \left(\frac{4 \cdot D_L \cdot 0,694}{\pi \cdot (1 - \varepsilon_G) \cdot \psi^2} \right)^{2/5} \cdot \left(\frac{g \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right)^{1/5} \quad \text{Eq. 3.10}$$

onde

D_L : difusividade mássica do oxigênio no líquido ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$);

ρ_L : densidade do líquido ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$);

ρ_G : densidade do gás ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$);

g : aceleração da gravidade ($9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2}$).

3.4.2 Velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$)

A velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) foi avaliada através de metodologia proposta por Cerri *et al.* (2008). O método é baseado na análise analógica, sendo o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio definido como parâmetro característico. Inicialmente, foram obtidas curvas de $k_L a$ para diferentes condições de aeração (1,0 a 5,0 vvm), para diferentes soluções de glicerol e goma xantana.

Para fluidos Newtonianos, a tensão de cisalhamento varia linearmente com a velocidade de cisalhamento, de acordo com a **Equação 2.15**. Entretanto, este comportamento não é observado para fluidos não-Newtonianos, segundo a **Equação 2.16**. Logo, define-se a viscosidade aparente (μ_{ap}) do fluido não-Newtoniano como sendo:

$$\mu_{ap} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad \text{Eq. 3.11}$$

Substituindo-se a **Equação 2.16** na **Equação 3.11**, tem-se:

$$\mu_{ap} = \frac{K \cdot \dot{\gamma}^n}{\dot{\gamma}} = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \quad \text{Eq. 3.12}$$

Isolando-se a velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}$), obtém-se:

$$\dot{\gamma}_m = \left(\frac{\mu_{ap}}{K} \right)^{\frac{1}{n-1}} \quad \text{Eq. 3.13}$$

Os dados do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para as soluções de glicerol e de goma xantana foram então correlacionados com a velocidade superficial do gás na região de subida e com os parâmetros reológicos (μ ou K) através da **Equação 3.14** (soluções de glicerol) e **Equação 3.15** (soluções de goma xantana), obtendo-se as constantes destas equações através de regressão não-linear.

$$k_L a = b \cdot U_{GR}^c \cdot \mu^d \quad \text{Eq. 3.14}$$

$$k_L a = e \cdot U_{GR}^f \cdot K^i \quad \text{Eq. 3.15}$$

Isolando-se a viscosidade dinâmica (μ) na **Equação 3.14** e substituindo-a na **Equação 3.13**, tem-se a **Equação 3.16**.

$$\dot{\gamma}_m = \left(\frac{1}{K} \right)^{\frac{1}{n-1}} \cdot \left(\frac{k_L a}{a \cdot U_{GR}^b} \right)^{\frac{1}{c \cdot (n-1)}} \quad \text{Eq. 3.16}$$

Uma vez que os caldos fermentativos comportam-se como fluidos não-Newtonianos, observa-se que o $k_L a$ varia ao longo de um cultivo. Logo, substitui-se a relação de $k_L a$ dada pela **Equação 3.15** na **Equação 3.16**, obtendo-se a **Equação 3.17**, que expressa a velocidade de cisalhamento média como função da velocidade superficial do gás na região de subida e dos parâmetros reológicos do fluido não-Newtoniano.

$$\dot{\gamma}_m = \left(\frac{1}{K} \right)^{\frac{1}{n-1}} \cdot \left(\frac{d \cdot U_{GR}^{e-b} \cdot K^f}{a} \right)^{\frac{1}{c \cdot (n-1)}} \quad \text{Eq. 3.17}$$

3.4.3 Coeficiente de arrasto (C_D)

O cálculo do coeficiente de arrasto foi realizado utilizando-se as seguintes correlações:

- White (1974)

$$C_D = 0,44 + \frac{24}{\text{Re}_b} + \frac{6}{1 + \sqrt{\text{Re}_b}} \quad \text{Eq. 3.18}$$

onde:

$$\text{Re}_b = \frac{\rho_L \cdot |U_G - U_L| \cdot d_b}{\mu_L} : \text{número de Reynolds da bolha (-);}$$

$|U_G - U_L|$: velocidade relativa entre as fases ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$);

d_b : diâmetro da bolha de gás (m);

μ_L : viscosidade dinâmica do líquido (Pa.s).

- Grace, Wairegi e Nguyen (1976)

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_b} \cdot (1 + 0,15 \cdot \text{Re}_b^{0,687}) \quad \text{Eq. 3.19}$$

- Ishii e Zuber (1979)

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_m} \cdot (1 + 0,15 \cdot \text{Re}_m^{0,687}) \quad \text{Eq. 3.20}$$

onde:

$$\text{Re}_m = \frac{\rho_L \cdot |U_G - U_L| \cdot d_b}{\mu_m} : \text{número de Reynolds da "mistura" gás-líquido (-);}$$

$$\mu_m = \mu_L \cdot \left(1 - \frac{\varepsilon_G}{\varepsilon_{G,MÁX}}\right)^{-2,5 \cdot \varepsilon_{G,MÁX} \cdot \left(\frac{\mu_G + 0,4 \cdot \mu_L}{\mu_G + \mu_L}\right)} : \text{viscosidade dinâmica da "mistura" (Pa.s);}$$

μ_G : viscosidade dinâmica do gás (Pa.s);

$\varepsilon_{G,MÁX}$: fração volumétrica máxima da fase gasosa (-).

Logo, para a determinação do coeficiente de arrasto é necessário conhecer as propriedades físicas do sistema bifásico (densidade e viscosidade) e algumas variáveis hidrodinâmicas do sistema como o diâmetro das bolhas, a retenção gasosa e a velocidade relativa entre as fases. Esta última variável foi definida por Ruen-Ngam *et al.* (2008) como:

$$|U_G - U_L| = \frac{u_\infty}{1 - \varepsilon_G} \quad \text{Eq. 3.21}$$

Talaia (2007) correlacionou a velocidade terminal de uma bolha com o seu diâmetro e com as propriedades físicas do sistema:

$$u_\infty = 0,694 \cdot \left(\frac{g \cdot d_B \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad \text{Eq. 3.22}$$

Substituindo-se a **Equação 3.22** na **Equação 3.21**, tem-se:

$$|U_G - U_L| = \frac{0,694}{1 - \varepsilon_G} \cdot \left(\frac{g \cdot d_B \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad \text{Eq. 3.23}$$

3.5 Análise dos resultados

Para avaliar a influência da vazão específica de alimentação de ar, fração volumétrica de líquido e ângulo da região de mistura sobre os parâmetros de desempenho e, assim, determinar a melhor geometria, foi empregada a metodologia de delineamento composto central rotacional (DCCR) e análise de superfície de resposta (Rodrigues e lemma, 2005). A **Tabela 3.3** apresenta a matriz do planejamento experimental e a **Tabela 3.4** os valores das variáveis independentes.

Os ensaios de 1 a 8 correspondem aos pontos fatoriais, os ensaios 9 a 14 representam os pontos axiais e as três repetições no ponto central são descritas pelos ensaios 15 a 17.

Tabela 3.3 – Matriz do planejamento experimental.

Ensaio	x_1	x_2	x_3
1	-1	-1	-1
2	1	-1	-1
3	-1	1	-1
4	1	1	-1
5	-1	-1	1
6	1	-1	1
7	-1	1	1
8	1	1	1
9	-1,68	0	0
10	1,68	0	0
11	0	-1,68	0
12	0	1,68	0
13	0	0	-1,68
14	0	0	1,68
15	0	0	0
16	0	0	0
17	0	0	0

Tabela 3.4 – Valores das variáveis reais e codificadas.

Variável	Código	Níveis				
		-1,68	-1	0	1	1,68
α (graus)	x_1	30	42	60	78	90
$FV_{L,RM}$ (-)	x_2	0,10	0,14	0,20	0,26	0,30
Φ_{AR} (vvm)	x_3	1,0	1,8	3,0	4,2	5,0

Através de um *software* estatístico (STATISTICA v. 7.0) os resultados foram analisados, ajustando-se um polinômio de segundo grau aos dados experimentais (**Equação 3.24**), realizando-se a análise de variância (ANOVA) e obtendo-se a superfície de resposta.

$$Y = \beta_0 + \beta_1 \cdot x_1 + \beta_2 \cdot x_2 + \beta_3 \cdot x_3 + \beta_{11} \cdot x_1^2 + \beta_{22} \cdot x_2^2 + \beta_{33} \cdot x_3^2 + \beta_{12} \cdot x_1 \cdot x_2 + \beta_{13} \cdot x_1 \cdot x_3 + \beta_{23} \cdot x_2 \cdot x_3 \quad \text{Eq. 3.24}$$

Na **Equação 3.24**, Y representa a variável resposta; β_0 corresponde ao valor médio da variável resposta; β_1 , β_2 e β_3 são os coeficientes dos termos lineares; β_{11} , β_{22} e β_{33} são os coeficientes dos termos quadráticos; β_{12} , β_{13} e β_{23} são os coeficientes de interação e x_1 , x_2 e x_3 são as variáveis independentes codificadas que representam o ângulo, a fração volumétrica de líquido na região de mistura e a vazão específica de ar, respectivamente.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

A apresentação e a discussão dos resultados estão divididas de acordo com os seguintes itens: influência da geometria no desempenho de biorreatores *airlift* operando com água destilada e com fluido não-Newtoniano, avaliação do efeito da altura de líquido e avaliação da velocidade de cisalhamento média.

4.1 Influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores *airlift* operando com água destilada

O desempenho de biorreatores *airlift* com diferentes geometrias de região de mistura foi avaliado com base na retenção gasosa global (ϵ_G) e no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio como parâmetros de desempenho. Avaliou-se também nos sistemas dois outros parâmetros hidrodinâmicos importantes, quais sejam, o diâmetro médio de bolhas (d_B) e o coeficiente de arrasto (C_D). A **Tabela 4.1** apresenta os resultados de $k_L a$ e de ϵ_G para as diferentes condições definidas no planejamento experimental, utilizando água destilada a 32°C como fase líquida (fluido Newtoniano).

Tabela 4.1 – Resultados de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) e de retenção gasosa global (ϵ_G) para biorreatores *airlift* operando com água destilada.

Ensaio	α (°)	$FV_{L,RM}$ (-)	Φ_{AR} (vvm)	ϵ_G (-)	$k_L a$ (s ⁻¹)
1	42	0,14	1,8	0,1010	0,0306
2	78	0,14	1,8	0,0446	0,0387
3	42	0,26	1,8	0,0277	0,0268
4	78	0,26	1,8	0,0229	0,0288
5	42	0,14	4,2	0,1435	0,0556
6	78	0,14	4,2	0,0833	0,0629
7	42	0,26	4,2	0,0714	0,0435
8	78	0,26	4,2	0,0408	0,0473
9	30	0,20	3,0	0,1160	0,0461
10	90	0,20	3,0	0,0713	0,0683
11	60	0,10	3,0	0,0709	0,0505
12	60	0,30	3,0	0,0353	0,0474
13	60	0,20	1,0	0,0566	0,0208
14	60	0,20	5,0	0,1490	0,0581
15	60	0,20	3,0	0,0734	0,0443
16	60	0,20	3,0	0,0712	0,0495
17	60	0,20	3,0	0,0821	0,0498

Analisando-se a **Tabela 4.1**, observa-se variações no k_{La} de 0,0208 a 0,0683 s^{-1} e de 0,0229 a 0,1490 em ε_G . Estes intervalos de variação são similares aos obtidos por Cerri (2009) em biorreator *airlift* de cilindros concêntricos de 10 L ($\alpha=90^\circ$, $FV_{L,RM}=0,10$ e $A_D/A_R=1,84$), operando com água destilada a 28°C. Neste caso, para as mesmas condições de vazão específica de ar, o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e a retenção gasosa global variaram, respectivamente, de 0,015 a 0,070 s^{-1} e 0,03 a 0,16.

Utilizando-se o *software* STATISTICA (v 7.0), ajustou-se a **Equação 3.23** aos resultados experimentais de k_{La} e ε_G para a obtenção das constantes e identificação dos termos estatisticamente significativos na descrição dos efeitos de α , $FV_{L,RM}$ e ϕ_{AR} nas variáveis resposta k_{La} e ε_G . Em seguida, foram excluídos os termos não significativos do modelo, obtendo-se novas constantes. A aplicação de análise de variância (ANOVA) resultou em coeficientes de determinação (R^2) superiores a 0,81 e valores de F até 28 vezes superiores aos valores tabelados (**Tabela 4.2**), a um intervalo de confiança de 90%. Esses resultados permitiram a utilização das **Equações 4.1 e 4.2** para avaliar os efeitos de α , $FV_{L,RM}$ e ϕ_{AR} (cujas variáveis codificadas são x_1 , x_2 e x_3 , respectivamente) sobre os parâmetros k_{La} e ε_G .

Tabela 4.2 – Análise de variância e coeficiente de determinação para os modelos de k_{La} e ε_G , obtidos para biorreatores *airlift* operando com água destilada.

	R^2	F_{TAB}	F_{CALC}/F_{TAB}
k_{La}	0,88	1,91	28,1
ε_G	0,81	1,91	15,8

$$k_{La} \cdot 10^2 = 4,7 + 0,43 \cdot x_1 + 0,21 \cdot x_1^2 - 0,34 \cdot x_2 + 1,08 \cdot x_3 - 0,41 \cdot x_3^2 - 0,18 \cdot x_2 \cdot x_3 \quad \text{Eq. 4.1}$$

$$\varepsilon_G \cdot 10^2 = 8,0 - 1,7 \cdot x_1 - 2,0 \cdot x_2 - 1,2 \cdot x_2^2 + 2,2 \cdot x_3 + 0,5 \cdot x_3^2 + 1,0 \cdot x_1 \cdot x_2 \quad \text{Eq. 4.2}$$

Analisando-se as **Equações 4.1 e 4.2**, verificou-se a dependência tanto de k_{La} quanto de ε_G em relação ao *design* da região de mistura (α e $FV_{L,RM}$), representada pelas variáveis geométricas codificadas x_1 e x_2 , demonstrando assim a influência da geometria sobre o desempenho de biorreatores pneumáticos. Avaliando-se o efeito de cada parâmetro geométrico, observou-se que ambos parâmetros de desempenho (k_{La} e ε_G) foram negativamente influenciados pela fração de líquido na região de mistura (x_2). Por outro lado, enquanto o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foi afetado positivamente pelo aumento do

ângulo da região de mistura (x_1), a retenção gasosa global apresentou comportamento oposto, diminuindo com o aumento de x_1 .

A partir das **Equações 4.1** e **4.2** foram geradas superfícies de resposta para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e retenção gasosa global de maneira a se definir a melhor geometria da região de mistura. Para isso, assumiu-se os valores de -1,68; 0 e 1,68 (valores codificados) para a vazão específica de ar (x_3), obtendo-se as superfícies de resposta para cada parâmetro de desempenho em função de α e $FV_{L,RM}$. Dessa forma, os efeitos das variáveis independentes foram analisados em toda a faixa de variação estudada. A **Figura 4.1** apresenta o gráfico de contorno de k_La em função de α e $FV_{L,RM}$, variando-se ϕ_{AR} . A **Figura 4.2** fornece a superfície de contorno de retenção gasosa global em função das mesmas variáveis.

Analisando-se a **Figura 4.1**, observou-se um aumento do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio devido ao aumento da vazão específica de ar (**Figura 4.1: (a) \rightarrow (b) \rightarrow (c)**). Esse efeito é resultado da maior quantidade de bolhas contendo oxigênio disponível para ser transferido da fase gasosa para a líquida. Da mesma forma, o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foi incrementado no sentido dos maiores valores do ângulo da região de mistura, ao longo de toda a faixa de vazão específica de ar estudada. Por outro lado, verificou-se os maiores valores de k_La para as menores frações de líquido na região de mistura. Essa relação entre k_La e a geometria da região de mistura seguiu o mesmo padrão de comportamento observado por Mehrnia, *et al.* (2004a) e Merchuk *et al.* (1994), que utilizaram em seus estudos diferentes escalas e características geométricas de biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos, conforme apresentado na **Tabela 4.3**.

Tabela 4.3 – Características geométricas dos biorreatores e fluidos empregados na avaliação da influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos.

Referência	Fluido	Escala (L)	A_D/A_R (-)	k_La (s^{-1})	ϵ_G (-)
Merchuk <i>et al.</i> (1994)	Água	30 e 300	1,06 e 1,17	0,0049 – 0,0525	0,0030 – 0,0974
Merhnia <i>et al.</i> (2004a)	Microemulsão de água em óleo		1,06	0,0027 – 0,0232	0,0141 – 0,0772
Presente trabalho	Água	10	1,44	0,0208 - 0,0683	0,0229 – 0,1490

Figura 4.1 – Gráfico de contorno do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função do ângulo de abertura e da fração de líquido na região de mistura: (a) $x_3 = -1,68$ ($\phi_{AR} = 1,0$ vvm); (b) $x_3 = 0$ ($\phi_{AR} = 3,0$ vvm); (c) $x_3 = 1,68$ ($\phi_{AR} = 5,0$ vvm).

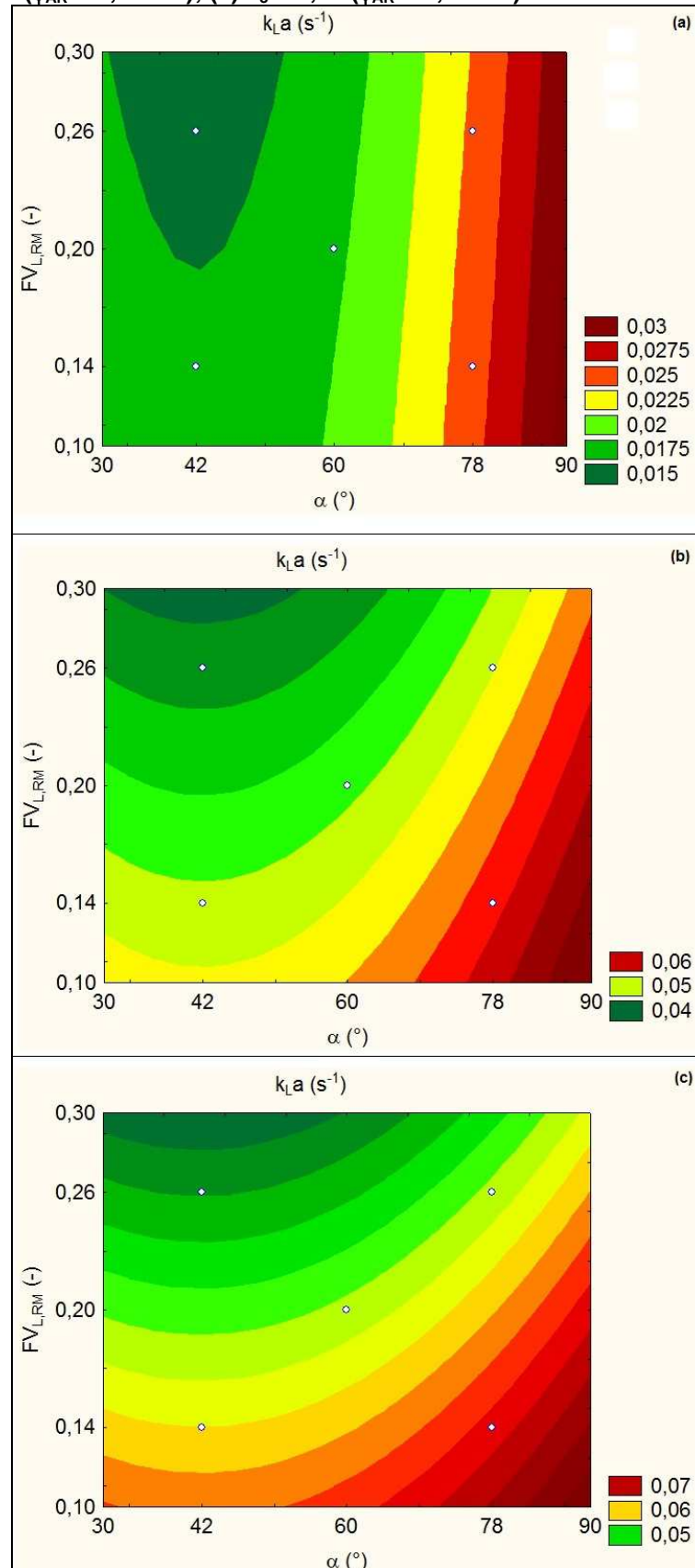
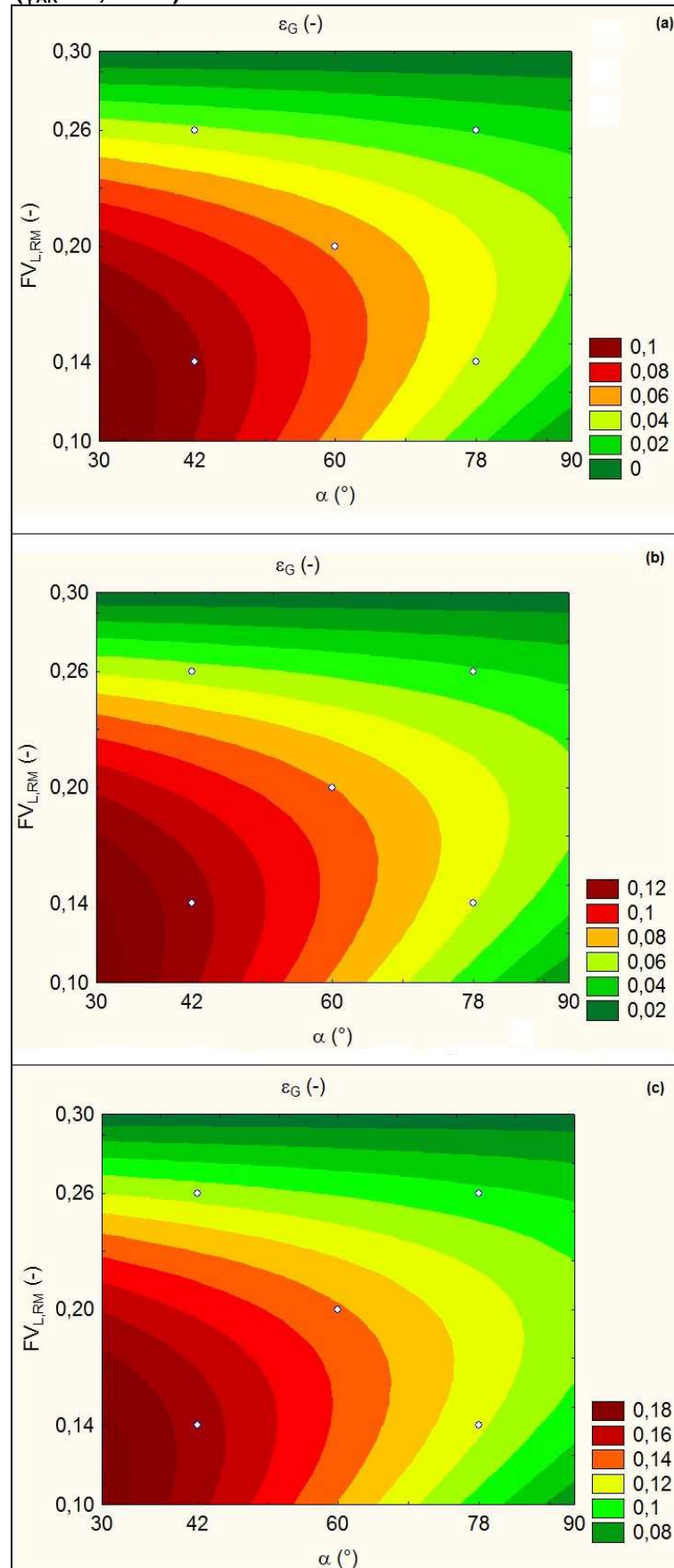


Figura 4.2 – Gráfico de contorno de retenção gasosa global em função do ângulo de abertura e da fração de líquido na região de mistura: (a) $x_3 = -1,68$ ($\phi_{AR} = 1,0$ vvm); (b) $x_3 = 0$ ($\phi_{AR} = 3,0$ vvm); (c) $x_3 = 1,68$ ($\phi_{AR} = 5,0$ vvm).



Analisando-se a **Figura 4.2**, observou-se o aumento na retenção gasosa global em função das diminuições do ângulo e da fração volumétrica de líquido na região de mistura. De acordo com Merchuk *et al.* (1994), reduzindo-se o volume de líquido na região de mistura, tem-se um menor tempo de residência do fluido nesta região, verificando-se uma maior recirculação de gás pelo biorreator e, conseqüentemente, uma maior retenção gasosa global.

De acordo com a **Figura 4.1**, a melhor geometria da região de mistura em termos de transferência de oxigênio correspondeu a um ângulo de 90° e volume de líquido correspondente a 10% do volume total ($FV_{L,RM}=0,10$). Entretanto, essa geometria apresentou a menor retenção gasosa global, conforme a **Figura 4.2**. Logo, a região de mistura com as características geométricas descritas acima possibilitou elevados valores de k_{La} , simultaneamente aos menores valores de ϵ_G , mostrando que apesar do baixo volume de gás retido na fase líquida, o sistema foi capaz de promover uma elevada transferência de oxigênio. Este comportamento poderia ser um indicativo de uma diminuição no diâmetro das bolhas (d_B), promovendo um aumento da área específica interfacial de transferência de massa (a) e, conseqüentemente, do valor de k_{La} , que compensaria a menor quantidade de bolhas no sistema. Para averiguar essa hipótese, o diâmetro médio das bolhas foi estimado e os valores obtidos para cada ensaio são apresentados na **Tabela 4.4**.

Analisando-se os dados da **Tabela 4.4**, observa-se uma variação no diâmetro médio das bolhas de 2,0 a 7,0 mm, sendo esta faixa próxima àquela descrita por Cerri *et al.* (2010), para um biorreator *airlift* de 10 L operando com água destilada. Neste estudo, o diâmetro das bolhas variou de 3,5 a 5,5 mm.

Analisando-se os dados do diâmetro médio de bolhas para os pares de ensaios cuja única diferença foi o aumento no ângulo da região de mistura (1 e 2, 3 e 4, 5 e 6, 7 e 8 e 9 e 10), observou-se em todos os casos que o aumento desta variável geométrica implicou em diminuição de d_B , corroborando assim com a hipótese de que os elevados valores de k_{La} associados aos baixos valores de retenção gasosa global ocorreram devido ao decréscimo do tamanho das bolhas de ar nos sistemas.

Tabela 4.4 – Valores estimados do diâmetro médio das bolhas (d_B) nos sistemas operados com água destilada.

Ensaio	α ($^\circ$)	$FV_{L,RM}$ (-)	Φ_{AR} (vvm)	d_B (mm)
1	42	0,14	1,8	7,0
2	78	0,14	1,8	2,8
3	42	0,26	1,8	2,5
4	78	0,26	1,8	2,0
5	42	0,14	4,2	6,1
6	78	0,14	4,2	3,3
7	42	0,26	4,2	3,8
8	78	0,26	4,2	2,2
9	30	0,20	3,0	5,7
10	90	0,20	3,0	2,7
11	60	0,10	3,0	3,4
12	60	0,30	3,0	2,0
13	60	0,20	1,0	5,7
14	60	0,20	5,0	6,1
15	60	0,20	3,0	3,9
16	60	0,20	3,0	3,5
17	60	0,20	3,0	3,9

Por fim, a **Figura 4.3** apresenta os valores previstos do coeficiente de arrasto (C_D) das bolhas no escoamento gás-líquido observado em biorreatores *airlift* utilizando-se diferentes correlações.

Analisando-se a **Figura 4.3**, verifica-se que as três correlações apresentaram tendências similares em relação à variação de C_D em função do número de Reynolds. Além disso, o coeficiente de arrasto estimado através das correlações de Grace, Wairegi e Nguyen (1976) e Ishii e Zuber (1979) apresentou valores muito próximos entre si, e inferiores aos valores previstos pela correlação de White (1974). A **Tabela 4.5** apresenta os valores estimados de C_D para cada ensaio, através das diferentes correlações.

Figura 4.3 – Valores previstos do coeficiente de arrasto (C_D) em função do número de Reynolds, empregando-se diferentes correlações.

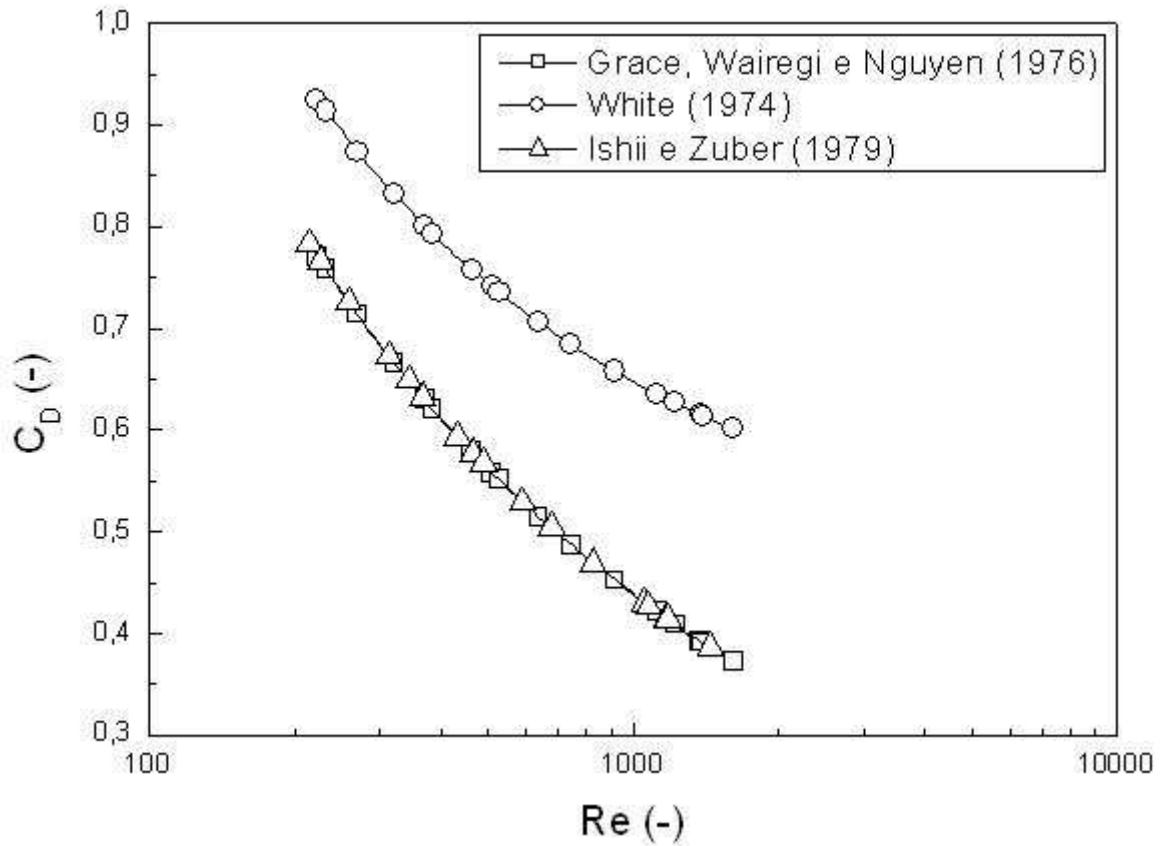


Tabela 4.5 – Valores previstos do coeficiente de arrasto para cada ensaio, empregando-se diferentes correlações.

Ensaio	α ($^\circ$)	$FV_{L,RM}$ (-)	Φ_{AR} (vvm)	C_D (-)		
				White (1974)	Grace, Wairegi e Nguyen (1976)	Ishii e Zuber (1979)
1	42	0,14	1,8	0,601	0,372	0,386
2	78	0,14	1,8	0,793	0,621	0,632
3	42	0,26	1,8	0,832	0,666	0,673
4	78	0,26	1,8	0,914	0,758	0,766
5	42	0,14	4,2	0,615	0,392	0,415
6	78	0,14	4,2	0,741	0,558	0,577
7	42	0,26	4,2	0,706	0,515	0,529
8	78	0,26	4,2	0,874	0,714	0,726
9	30	0,20	3,0	0,627	0,409	0,427
10	90	0,20	3,0	0,801	0,630	0,649
11	60	0,10	3,0	0,735	0,551	0,567
12	60	0,30	3,0	0,925	0,771	0,783
13	60	0,20	1,0	0,635	0,421	0,430
14	60	0,20	5,0	0,614	0,391	0,414
15	60	0,20	3,0	0,658	0,452	0,469
16	60	0,20	3,0	0,684	0,487	0,504
17	60	0,20	3,0	0,758	0,579	0,593

Analisando-se a **Tabela 4.5**, pode-se inferir que o aumento do ângulo e da fração volumétrica de líquido na região de mistura conduziu a um escoamento com maiores valores de coeficiente de arrasto, ou seja, maior transferência de quantidade de movimento entre as fases líquida e gasosa, gerado provavelmente pela maior velocidade de circulação. Tomando-se como base as características geométricas que proporcionaram as melhores condições de transferência de oxigênio (aumento do ângulo e diminuição da fração volumétrica de líquido na região de mistura), pode-se supor que com este *design* da região de mistura, o biorreator *airlift* operaria com um coeficiente de arrasto de valor intermediário. Logo, pode-se assumir que a transferência de quantidade de movimento (e consequentemente, a velocidade de cisalhamento) do sistema não foiseria nem tão baixa, capaz de comprometer a homogeneização do sistema, e nem tão elevada, que pudesse danificar o crescimento de microrganismos.

Esta análise reforça a definição da melhor geometria da região de mistura, como sendo aquela com um ângulo de 90° e uma fração volumétrica de líquido correspondente a 10% do volume total, pois apresenta elevados valores de k_{La} , gerando possivelmente, menores valores de tensão de cisalhamento.

4.2 *Influência da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores airlift operando com fluido não-Newtoniano*

Bioprocessos envolvendo o crescimento de fungos filamentosos, como por exemplo a produção de celulases, apresentam caldos de cultivo com comportamento reológico não-Newtoniano pseudoplástico. Portanto, avaliar o desempenho de biorreatores pneumáticos na presença deste tipo de fluido é essencial para a definição da melhor geometria do biorreator e das melhores condições operacionais do processo. A **Tabela 4.6** apresenta resultados do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e de retenção gasosa global para biorreatores *airlift* de 10 L operando com fluido não-Newtoniano a 32°C, no caso solução de goma xantana 2,5 g.L⁻¹ suplementada com 10 g.L⁻¹ de bagaço de cana de açúcar explodido para simular a presença de fungos filamentosos.

Através da **Tabela 4.6**, observou-se uma variação de 0,0034 a 0,0162 s⁻¹ no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio. Esta faixa de variação mostrou-se inferior àquela verificada por Cerri (2009) (0,0032 a 0,0259 s⁻¹) em um

biorreator *airlift* de cilindros concêntricos de 10 L ($\alpha=90^\circ$; $FV_{L,RM}=0,10$ e $A_D/A_R=1,84$), operando com solução de goma xantana $2,5 \text{ g.L}^{-1}$ a 28°C ($K=0,99 \text{ Pa.s}^n$; $n=0,295$). Por outro lado, a retenção gasosa global apresentou valores entre 0,0366 e 0,2153 num intervalo de variação muito superior ao avaliado por Cerri (2009) (0,0074 a 0,0970). Logo, apesar da elevada retenção gasosa global observada neste estudo, verificou-se condições de transferência de massa inferiores aos dados obtidos por Cerri (2009), para a mesma faixa de operação. Este efeito pode ser explicado pela combinação de dois fatores: a presença de sólidos (bagaço de cana de açúcar) restringiu a área de escoamento, diminuindo o tempo de residência das bolhas na fase líquida e proporcionou a coalescência das bolhas, aumentando o seu diâmetro (Klein, Vicente e Teixeira, 2003a).

Tabela 4.6 – Resultados de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) e de retenção gasosa global (ϵ_G) para biorreatores *airlift* operando com fluido não-Newtoniano.

Ensaio	α ($^\circ$)	$FV_{L,RM}$ (-)	ϕ_{AR} (vvm)	$k_L a$ (s^{-1})	ϵ_G (-)
1	42	0,14	1,8	0,0053	0,0366
2	78	0,14	1,8	0,0055	0,0464
3	42	0,26	1,8	0,0052	0,0484
4	78	0,26	1,8	0,0051	0,0397
5	42	0,14	4,2	0,0109	0,0827
6	78	0,14	4,2	0,0127	0,1135
7	42	0,26	4,2	0,0112	0,0737
8	78	0,26	4,2	0,0129	0,0830
9	30	0,20	3,0	0,0079	0,2153
10	90	0,20	3,0	0,0097	0,0832
11	60	0,10	3,0	0,0101	0,0686
12	60	0,30	3,0	0,0080	0,0952
13	60	0,20	1,0	0,0034	0,0624
14	60	0,20	5,0	0,0162	0,1304
15	60	0,20	3,0	0,0076	0,0813
16	60	0,20	3,0	0,0099	0,0958
17	60	0,20	3,0	0,0088	0,0886

Empregando-se o mesmo procedimento utilizado para o sistema operando com água destilada, foram obtidos modelos (**Equações 4.3 e 4.4**) que descrevessem a variação de $k_L a$ e ϵ_G em função das variáveis geométricas de região de mistura (α e $FV_{L,RM}$) e da vazão específica de ar (ϕ_{AR}). A análise de variância revelou valores de F até 63 vezes maiores que os valores tabelados, para um intervalo de confiança de 90%.

Tabela 4.7 – Análise de variância e coeficiente de determinação para as superfícies de resposta de k_{La} e ε_G , obtidas para biorreatores *airlift* operando com fluido não-Newtoniano.

	R ²	F _{TAB}	F _{CALC} /F _{TAB}
k_{La}	0,92	2,07	63,1
ε_G	0,42	2,07	3,7

$$k_{La} \cdot 10^3 = 8,8 + 0,5 \cdot x_1 - 0,3 \cdot x_2 + 3,5 \cdot x_3 + 0,4 \cdot x_1 \cdot x_3 \quad \text{Eq. 4.3}$$

$$\varepsilon_G \cdot 10^2 = 8,2 - 1,3 \cdot x_1 + 1,4 \cdot x_1^2 - 1,0 \cdot x_2 + 2,2 \cdot x_3 \quad \text{Eq. 4.4}$$

Analisando-se a **Equação 4.3** e comparando-a com a **Equação 4.1**, observou-se o mesmo padrão de comportamento entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e as variáveis independentes (ângulo da região de mistura (x_1), fração volumétrica de líquido na região de mistura (x_2) e vazão específica de ar (x_3)) para ambos fluidos (água e fluido não-Newtoniano). Ou seja, a transferência de oxigênio do sistema apresentou um aumento mediante um decréscimo da fração volumétrica de líquido na região de mistura e de incrementos na vazão específica de ar e no ângulo da região de mistura. Entretanto, comparando-se as **Equações 4.1** e **4.3**, verificou-se uma queda no valor do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio a partir da mudança do fluido Newtoniano (água destilada) para o fluido não-Newtoniano (solução de goma xantana com bagaço de cana de açúcar). Nesse caso, o sistema não-Newtoniano apresentou valores de k_{La} uma ordem de grandeza inferiores em relação aos valores observados para a água destilada. Entretanto, a retenção gasosa global apresentou uma menor dependência em relação à reologia do fluido, conforme pode ser verificado comparando-se as **Equações 4.2** e **4.4**. Neste caso, a ordem de grandeza da retenção gasosa foi a mesma para ambos fluidos (Newtoniano e não-Newtoniano) com pequenas diferenças nas faixas de variação.

A partir das **Equações 4.3** e **4.4** foram construídas superfícies de resposta para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e retenção gasosa global, através da mesma abordagem empregada na avaliação da melhor geometria da região de mistura para biorreatores operando com água destilada. As superfícies de resposta foram geradas tendo-se os parâmetros de desempenho em função de α e $FV_{L,RM}$, assumindo-se três diferentes valores codificados para a vazão específica de ar ($x_3=-1,68$ ou $x_3=0$ ou $x_3=1,68$). A **Figura 4.4** apresenta o gráfico de contorno de k_{La} enquanto a **Figura 4.4** fornece a superfície de contorno de retenção gasosa global.

Analisando-se a **Figura 4.4**, pode-se verificar que o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio aumentou com a diminuição da fração volumétrica de líquido na região de mistura, concordando com o comportamento observado anteriormente para o biorreatores operando com água destilada. Entretanto, verificou-se duas tendências diferentes para a relação entre $k_{L,a}$ e o ângulo da região de mistura: a baixas vazões de ar (**Figura 4.4a**), o aumento de $k_{L,a}$ ocorreu com um decréscimo em α ; enquanto que para vazões intermediárias (**Figura 4.4b**) e elevadas (**Figura 4.4c**), a mesma tendência verificada para o sistema operando com água destilada foi observada, ou seja, aumentou-se a transferência de oxigênio através de um aumento no ângulo da região de mistura. Entretanto, este efeito foi menos pronunciado para o fluido não-Newtoniano, uma vez que verificou-se uma faixa mais ampla de características geométricas (α e $V_{L,RM}$) que possibilitaram o maior valor de $k_{L,a}$.

Figura 4.4 – Gráfico de contorno do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função do ângulo da região de mistura e da fração de líquido na região de mistura para biorreator *airlift* operando com fluido não-Newtoniano: (a) $x_3=-1,68$ ($\phi_{AR}=1,0$ vvm); (b) $x_3=0$ ($\phi_{AR}=3,0$ vvm); (c) $x_3=1,68$ ($\phi_{AR}=5,0$ vvm).

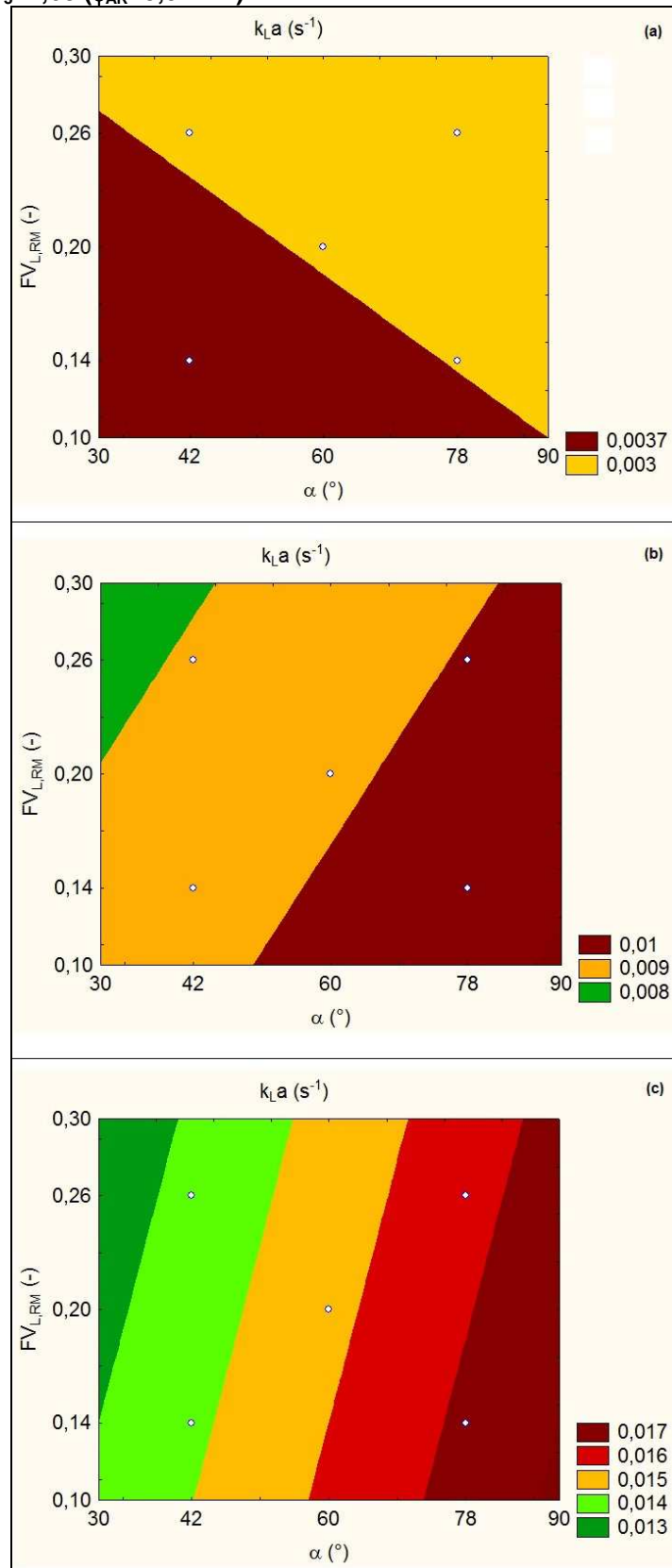
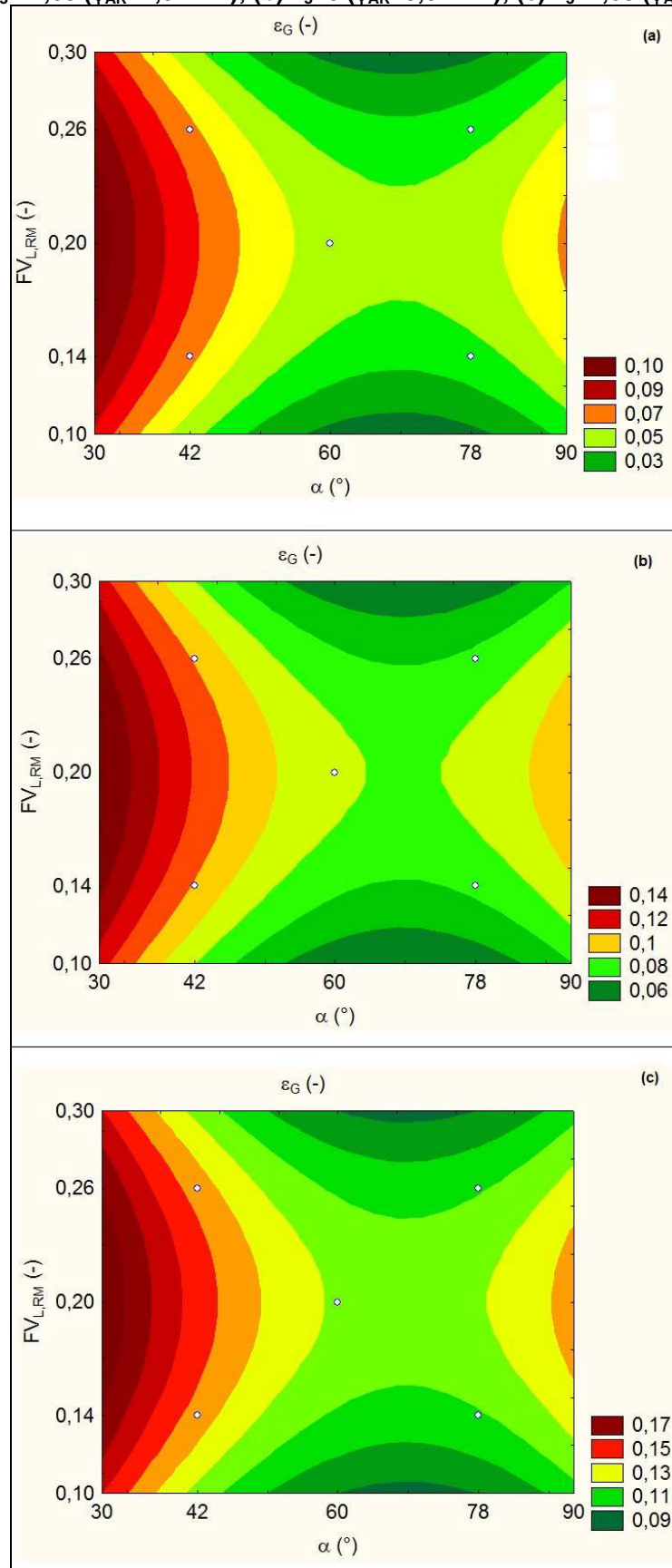


Figura 4.5 – Gráfico de contorno de retenção gasosa global em função do ângulo de abertura e da fração de líquido na região de mistura para biorreator *airlift* operando com fluido não-Newtoniano: (a) $x_3=-1,68$ ($\phi_{AR}=1,0$ vvm); (b) $x_3=0$ ($\phi_{AR}=3,0$ vvm); (c) $x_3=1,68$ ($\phi_{AR}=5,0$ vvm).



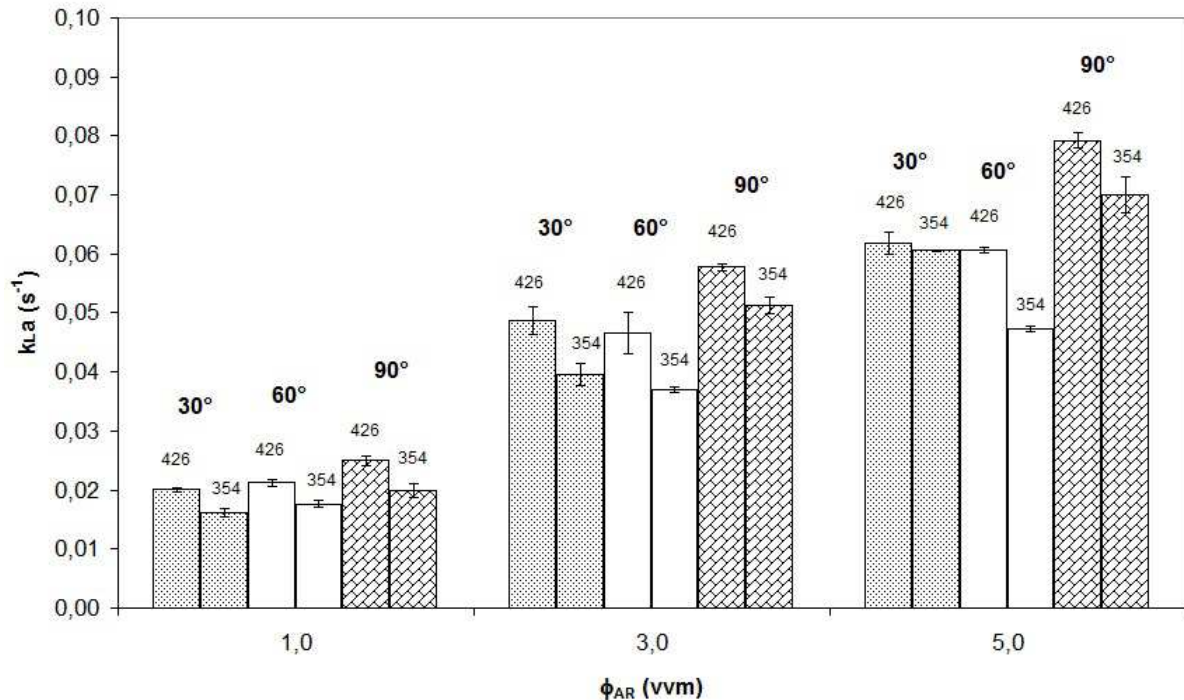
Para o fluido não-Newtoniano, a influência das características geométricas da região de mistura sobre a retenção gasosa foi distinta daquela observada para a água destilada. Avaliando-se o efeito de $FV_{L,RM}$ sobre a retenção gasosa global (**Figura 4.5**), observa-se que os maiores valores de ϵ_G foram obtidos para a região com $FV_{L,RM}=0,20$. Além disso, a retenção gasosa global apresentou os menores valores para um ângulo na faixa de 60° a 78° , para valores de $0,11 > FV_{L,RM} > 0,28$.

Definindo-se a mesma configuração da região de mistura em relação à água destilada, tem-se os maiores valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio do sistema, associado a baixos valores de retenção gasosa global, sugerindo o mesmo padrão de diminuição do tamanho de bolhas verificado para a água destilada.

4.3 Efeito do nível de líquido no desempenho de biorreatores airlift

Uma outra maneira de se avaliar o efeito da geometria no desempenho de biorreatores *airlift* é através da variação do nível de líquido. Para este fim, operou-se biorreatores *airlift* com água destilada, fixando-se dois valores de nível de líquido no biorreator (426 e 354 mm), variando-se os ângulos (30° , 60° e 90°) e as vazões específicas de ar (1, 3 e 5 vvm), obtendo como variáveis resposta o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (**Figura 4.6**) e a retenção gasosa global (**Figura 4.7**). Nestes gráficos, os valores apresentados exatamente acima das barras correspondem aos níveis de líquido, enquanto os valores em negrito correspondem ao ângulo da região de mistura para cada par de barras.

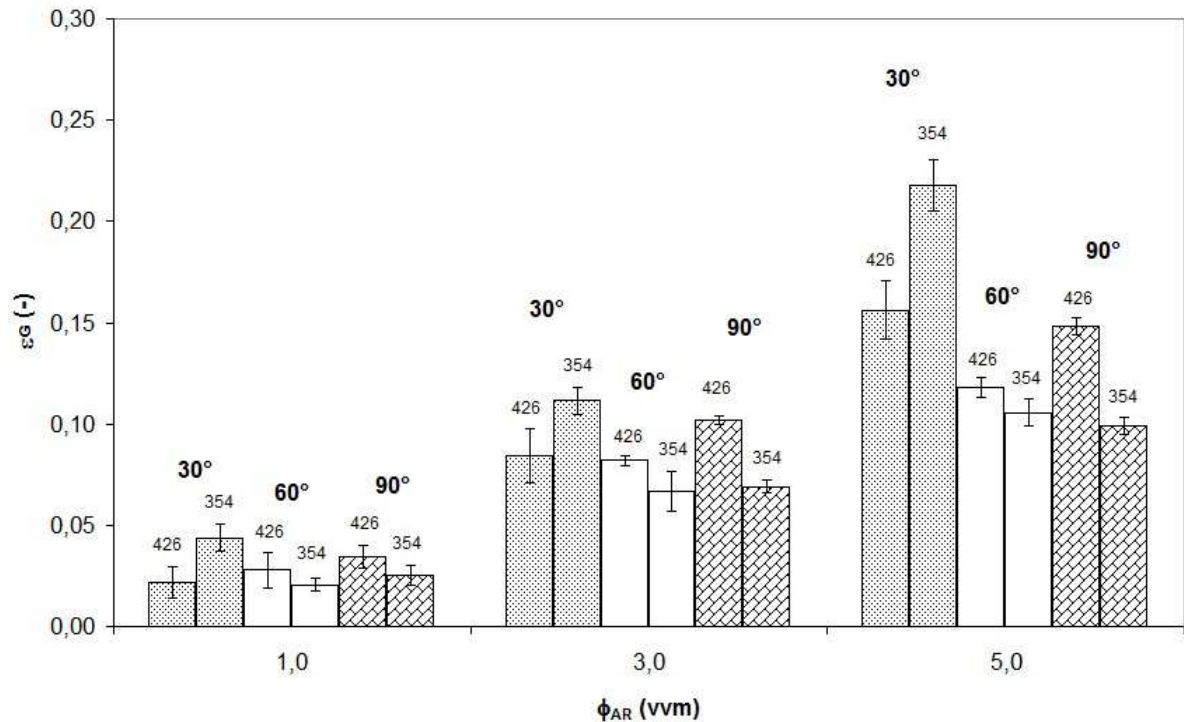
Figura 4.6 – Gráfico do efeito do nível de líquido sobre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para diferentes vazões de ar e ângulos da região de mistura.



De acordo com a **Figura 4.6**, de maneira geral o maior nível de líquido utilizado proporcionou os maiores valores para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, independentemente das vazões específicas de ar e do ângulo da região de mistura. Gouveia, Hokka e Badino (2003) avaliaram o desempenho de um biorreator *airlift* de cilindros concêntricos de 6 L operado com água destilada e verificaram que o aumento do nível de líquido na região de mistura proporcionou um aumento no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio. Os autores associaram esse aumento da transferência de oxigênio ao aumento da velocidade superficial do líquido na região de subida e conseqüentemente, ao aumento da velocidade de circulação do líquido. Segundo Gavrilescu e Tudose (1998c), elevadas taxas de circulação de líquido conduzem à maior recirculação de bolhas com menores diâmetros, aumentando assim a área interfacial de transferência de massa e conseqüentemente o $k_{L,a}$.

Além disso, para todas as vazões específicas de ar, os maiores valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foram alcançados em biorreatores *airlift* com ângulo de 90°, reforçando a tendência observada anteriormente na determinação da melhor geometria da região de mistura.

Figura 4.7 – Gráfico do efeito do nível de líquido sobre a retenção gasosa global para diferentes vazões de ar e ângulos da região de mistura.



Segundo a **Figura 4.7**, em biorreatores *airlift* com ângulo de 30°, a retenção gasosa global foi maior para os ensaios com o menor nível de líquido. Gavrilescu e Tudose (1998a) também observaram o aumento em ϵ_G mediante a diminuição do nível de líquido na região de mistura. Esse efeito pode ser explicado pelo aumento do tempo de residência das bolhas na região de mistura. Para um mesmo ângulo, um maior valor do nível implica num maior volume de líquido nesta região do biorreator, permitindo assim um maior desprendimento de gás. Entretanto, para os ângulos de 60° e 90°, a retenção gasosa global foi maior em biorreatores *airlift* operando com a maior altura de líquido, fato também verificado por Gouveia, Hokka e Badino (2003).

Comparando-se conjuntamente o efeito do nível de líquido sobre os parâmetros de desempenho, verificaram-se os maiores valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio associados aos menores valores de retenção gasosa global, em biorreatores *airlift* com ângulo de 30° operando com a maior altura de líquido. Esse comportamento sugere a ocorrência de bolhas de ar com diâmetro médio pequeno. Contrariamente, na operação com o menor nível de líquido, observou-se as maiores retenções gasosas globais associadas aos menores valores de k_{La} , indicando a presença de bolhas de ar com maior diâmetro.

Analisando-se os biorreatores *airlift* de 60° e 90°, verificou-se a mesma relação entre os parâmetros de desempenho e a altura de líquido no biorreator, ou seja, para a maior altura foram alcançados os maiores valores de k_{LA} e de ϵ_G . Esta diferença da relação entre a retenção gasosa global e o nível de líquido, de acordo com os diferentes ângulos, pode ser indício de uma mudança no padrão de escoamento do fluido, que possivelmente afetou o tamanho das bolhas de ar e a velocidade de circulação de líquido.

4.4 Avaliação da velocidade de cisalhamento média para a melhor geometria de biorreator *airlift*

Definida a melhor geometria da região de mistura ($\alpha=90^\circ$ e $FV_{L,RM}=0,10$) em termos dos parâmetros de desempenho k_{LA} e ϵ_G , foi realizada a caracterização da velocidade de cisalhamento média para confirmação da viabilidade operacional desta geometria em relação às condições de cisalhamento. Para alcançar este objetivo, foram inicialmente obtidas curvas de k_{LA} em função de U_{GR} e dos parâmetros reológicos (μ ou K e n) dos fluidos. A **Figura 4.8** apresenta os dados do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para fluidos Newtonianos, enquanto a **Figura 4.9** apresenta os dados de k_{LA} para fluidos não-Newtonianos.

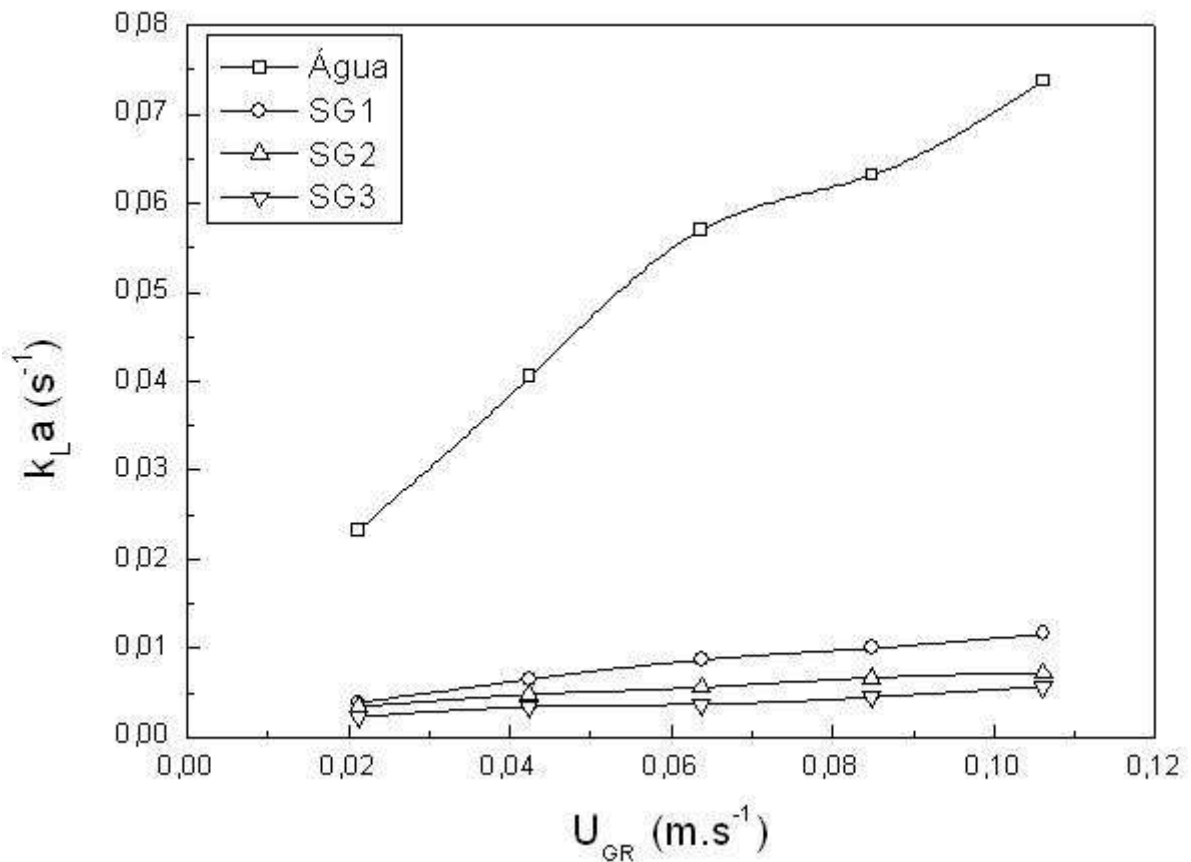
Analisando-se a **Figura 4.8**, verificou-se que os maiores valores de k_{LA} foram obtidos para o fluido com menor viscosidade (água destilada). Além disso, observou-se grandes quedas nos valores de k_{LA} de acordo com os aumentos observados na viscosidade dos fluidos. Os dados do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para fluidos Newtonianos foram correlacionados com a viscosidade do fluido (μ) e U_{GR} através da **Equação 4.5**.

$$k_{LA} = 4,4 \cdot 10^{-4} \cdot U_{GR}^{0,67} \cdot \mu^{-0,94} \quad (R^2 = 0,997) \quad \text{Eq. 4.5}$$

Cerri (2009) operando um biorreator *airlift* de cilindros concêntricos de 10 L ($\alpha=90^\circ$; $FV_{L,RM}=0,10$; $A_D/A_R=1,84$) com água destilada e diferentes soluções de glicerol, correlacionou o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio à velocidade superficial do gás na região de subida e à viscosidade, obtendo expoentes de valor 0,89 e -0,68, respectivamente. Thomasi (2010), avaliou a

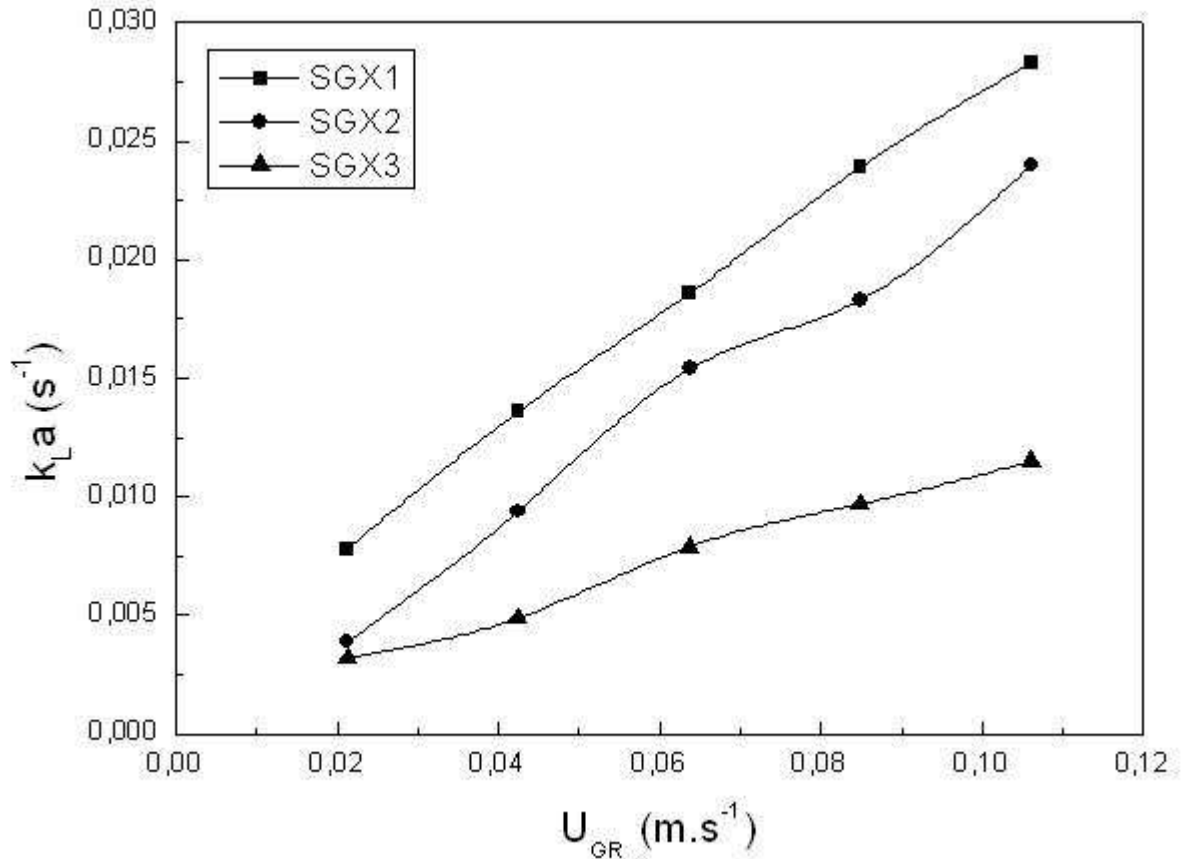
transferência de oxigênio em biorreator *airlift* de cilindros concêntricos de 5 L ($\alpha=90^\circ$; $FV_{L,RM}=0,10$; $A_D/A_R=1,78$), obtendo os expoentes 0,70 e -1,01 para U_{GR} e μ , respectivamente. A comparação dos valores dos expoentes obtidos no presente trabalho (0,67 e -0,94) com aqueles encontrados na literatura mostra o comportamento similar de $k_L a$ em relação à U_{GR} e μ .

Figura 4.8 – Gráfico do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função de U_{GR} , para biorreator *airlift* com $\alpha=90^\circ$ e $FV_{L,RM}=0,10$ operando com fluidos Newtonianos à 32°C.



Através da **Figura 4.9**, verificou-se a diminuição do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio mediante o aumento do índice de consistência (K) do fluido. Os dados de $k_L a$ foram correlacionados com a velocidade superficial do gás na região de subida e com o índice de consistência através da **Equação 4.6**. O valor negativo do expoente do índice de consistência mostra a similaridade entre este parâmetro e a viscosidade dinâmica em relação ao efeito sobre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio.

Figura 4.9 – Gráfico do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em função de U_{GR} para biorreator *airlift* com $\alpha=90^\circ$ e $FV_{L,RM}=0,10$ operando com fluidos não-Newtonianos à 32°C .



$$k_{La} = 1,4 \cdot 10^{-1} \cdot U_{GR}^{0,87} \cdot K^{-0,70} \quad (R^2 = 0,94)$$

Eq. 4.6

Operando biorreatores *airlift* com soluções de goma xantana e correlacionando os resultados de k_{La} de maneira similar, Cerri (2009) e Thomasi (2010) encontraram, respectivamente, os valores de 0,96 e 0,54 para o expoente de U_{GR} , e -0,31 e -0,68 para o expoente do índice de consistência.

Substituindo-se os valores das constantes das **Equações 4.5 e 4.6** na **Equação 3.16**, obteve-se uma correlação para estimativa da velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em função das condições operacionais do biorreator (U_{GR}) e da reologia do fluido (K e n).

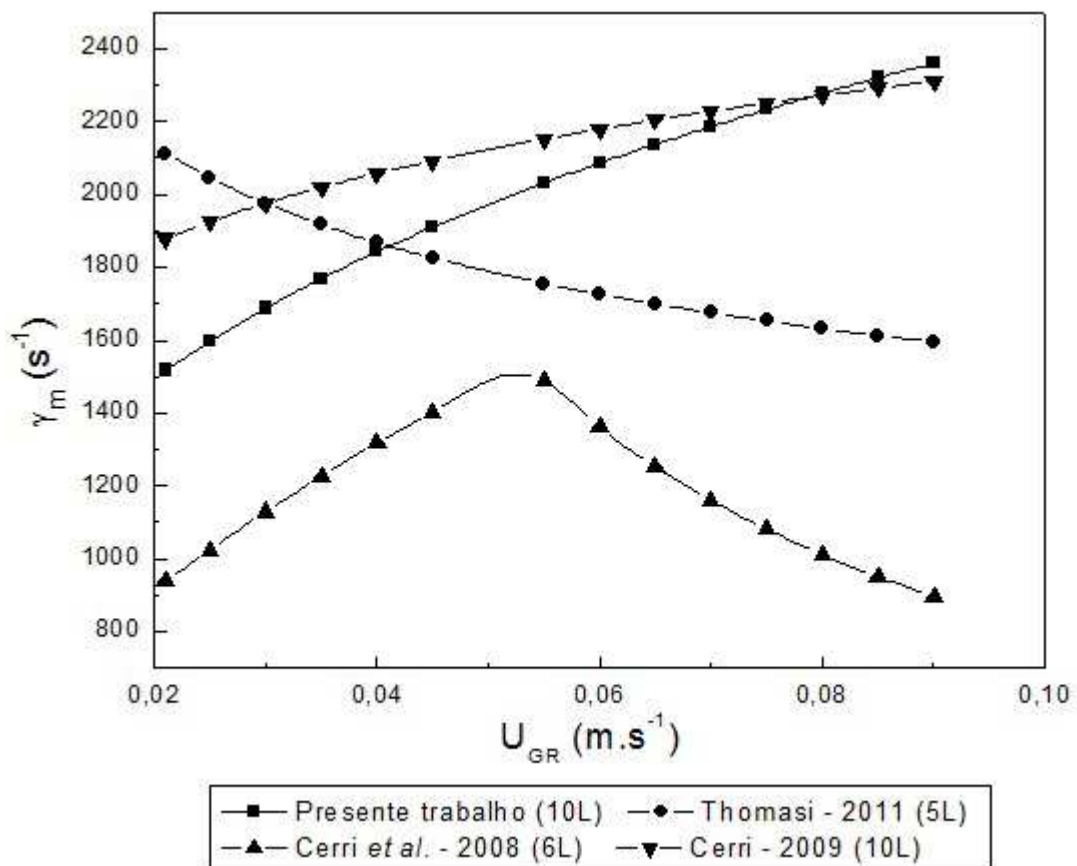
$$\dot{\gamma}_m = \left[2,2 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{0,22} \cdot K^{-0,25} \right]^{\frac{1}{n-1}}$$

Eq. 4.7

Em seguida, foi obtido o perfil de velocidade de cisalhamento média para o fluido não-Newtoniano empregado nas etapas anteriores deste trabalho, cujo

comportamento reológico se aproxima ao do caldo fermentativo encontrado em cultivos de fungos filamentosos ($K=1,01 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$; $n=0,28$). A **Figura 4.10** apresenta o gráfico de $\dot{\gamma}_m$ em função de U_{GR} , comparando o perfil obtido no presente trabalho àqueles disponíveis na literatura que empregaram a mesma metodologia de estimativa. Todas as curvas correspondem a resultados de biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos.

Figura 4.10 – Gráfico da velocidade de cisalhamento média em função da velocidade superficial do gás na região de subida para biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos de diferentes escalas, considerando um fluido não-Newtoniano com $K = 1,01 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$ e $n = 0,28$.



Analisando-se a **Figura 4.10** verificou-se que os valores previstos de velocidade de cisalhamento média apresentaram ordem de magnitude similar para todas as correlações. Entretanto, observou-se diferentes comportamentos dos perfis de velocidade de cisalhamento: para os biorreatores de 10 L (presente estudo e Cerri (2009)) houve um aumento de $\dot{\gamma}_m$ com o aumento de U_{GR} ; por outro lado a correlação de Thomasi (2010) para biorreator *airlift* de 5 L apontou uma queda na velocidade de cisalhamento com o incremento da velocidade superficial do gás.

Além disso, a correlação de Cerri *et al.* (2008) para a escala de 6 L mostrou um aumento em $\dot{\gamma}_m$ até o valor de $U_{GR}=0,55 \text{ m.s}^{-1}$, alcançando o seu valor máximo e em seguida, diminuindo. Esses diferentes comportamentos mostram a grande influência da geometria do biorreator no desempenho destes equipamentos, uma vez que todos os biorreatores apresentam geometria muito similar, apresentando pequenas variações em parâmetros geométricos como a razão entre as áreas de escoamento (A_D/A_R) e a relação altura de líquido estático-diâmetro do biorreator (H/D), conforme é apresentado na **Tabela 4.8**.

Tabela 4.8 – Valores da razão entre as áreas de escoamento e da relação altura-diâmetro para diferentes biorreatores *airlift*.

Referência	A_D/A_R (-)	H/D (-)
Thomasi (2010) – 5 L	1,78	3,60
Cerri <i>et al.</i> (2008) – 6 L	1,16	2,50
Cerri (2009) – 10 L	1,84	3,44
Presente trabalho – 10 L	1,44	3,11

Além disso, comparando-se as os biorreatores *airlift* de 10 L, verificou-se que para valores de U_{GR} inferiores a $0,8 \text{ m.s}^{-1}$, o equipamento utilizado no presente estudo apresentou menores taxas de cisalhamento quando comparado ao dispositivo empregado por Cerri (2009). Entretanto, para velocidades de gás na região de subida superiores a $0,8 \text{ m.s}^{-1}$, ambos biorreatores apresentaram condições similares de cisalhamento. Portanto, a geometria de biorreator *airlift* apresentada no presente estudo mostrou-se capaz de propiciar um ambiente menos agressivo (menos cisalhante) para o desenvolvimento de microrganismos filamentosos, desde que operado em condições de aeração com valores de U_{GR} inferiores a $0,8 \text{ m.s}^{-1}$.

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

O presente estudo avaliou o desempenho de biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos em quatro etapas, a saber: influência da geometria da região de mistura em biorreatores *airlift* operando com água destilada e com fluido não-Newtoniano, efeito da altura de líquido e avaliação da velocidade de cisalhamento média.

O desempenho de biorreatores *airlift* operando com água destilada foi caracterizado através dos parâmetros coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_{L,a}$), retenção gasosa global (ϵ_G), diâmetro médio das bolhas (d_B) e coeficiente de arrasto das bolhas (C_D). Utilizando-se a metodologia de delineamento composto central rotacional (DCCR) e análise de superfície de resposta, verificou-se que os maiores valores de $k_{L,a}$ foram alcançados aumentando-se o ângulo da região de mistura (α) e diminuindo-se a fração volumétrica de líquido presente nesta região ($FV_{L,RM}$), alcançando o valor máximo de $0,07 \text{ s}^{-1}$ para um vazão específica de ar (Φ_{AR}) de 5,0 vvm. Avaliando-se a retenção gasosa global, verificou-se a mesma relação entre este parâmetro de desempenho e $FV_{L,RM}$. No entanto, um comportamento oposto ao observado para o $k_{L,a}$ foi identificado para a relação entre α e ϵ_G , observando-se o aumento nesta variável através da diminuição do ângulo da região de mistura. Admitindo-se a melhor geometria da região de mistura com $FV_{L,RM}=0,10$ e $\alpha=90^\circ$, observou-se elevados valores de $k_{L,a}$ associados a baixas retenções gasosas. Essa combinação de efeitos permitiu inferir uma queda do diâmetro das bolhas, fato comprovado posteriormente pela estimativa do tamanho das bolhas. Finalmente, a análise dos resultados estimados do coeficiente de arrasto possibilitou inferir que as características geométricas que definiram a melhor transferência de oxigênio (diminuição em $FV_{L,RM}$ e aumento em α) proporcionaram valores intermediários de C_D e, conseqüentemente, de cisalhamento, reforçando esta geometria como a melhor para o projeto de biorreatores *airlift*.

Durante a operação dos biorreatores *airlift* com fluido não-Newtoniano, foram avaliados apenas a retenção gasosa global e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio. Avaliando-se o efeito da geometria da região de mistura sobre o $k_{L,a}$, verificou-se um padrão de comportamento similar ao observado para a água destilada, ou seja, os maiores valores foram alcançados para os maiores

ângulos e as menores frações volumétricas de líquido na região de mistura. Entretanto, a retenção gasosa global foi afetada de forma diferente e mais complexa em relação ao sistema com fluido Newtoniano.

Para ambos fluidos, a melhor geometria da região de mistura em termos de transferência de oxigênio compreende um ângulo de 90° e uma fração volumétrica de líquido correspondente a 10% do volume total do biorreator, corroborando com a proposta de Badino, Cerri e Hokka (2007) (Sistema reacional pneumático e uso do mesmo, PI 0701608-5, 2007). Esta configuração permitiu uma elevada transferência de oxigênio associada a baixos valores de retenção gasosa global, indicando um decréscimo do diâmetro médio das bolhas nessas condições.

A avaliação do efeito do nível de líquido mostrou que os maiores valores de $k_L a$ foram alcançados para a maior altura de líquido, independentemente da vazão específica de ar e do ângulo. Além disso, os melhores resultados foram obtidos para o ângulo de 90°, reforçando assim a escolha como o melhor ângulo. A retenção gasosa global seguiu o mesmo comportamento em relação ao nível de líquido, exceto para biorreatores *airlift* com ângulo de 30°, nos quais as menores alturas de líquido proporcionaram os maiores valores de ϵ_G .

Finalmente, a caracterização da velocidade de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) da melhor geometria da região de mistura ($FV_{L,RM}=0,10$ e $\alpha=90^\circ$) mostrou um crescimento do cisalhamento com o aumento da velocidade superficial de gás na região de subida (U_{GR}). Os valores estimados de $\dot{\gamma}_m$ apresentaram a mesma ordem de grandeza quando comparados aos valores obtidos através de outras correlações disponíveis na literatura para biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos, variando entre 1500 e 2400 s^{-1} , para valores de U_{GR} entre 0,02 e 0,09 $m.s^{-1}$.

REFERÊNCIAS

AIBA, S.; HUMPHREY, A. E.; MILLIS, N. F. **Biochemical Engineering**. 2nd. Tokio: University of Tokio Press, 1973.

ARCURI, E. J.; SLAFF, G.; GREASHAM, R. Continuous production of thienamycin in immobilized cell systems. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 28, n. 6, p. 842-849, 1986.

ASENJO, J. A.; MERCHUK, J. C. **Bioreactor system design**. New York: Marcel Dekker, 1995. 620.

BADINO, A. C.; CERRI, M. O.; HOKKA, C. O. **Biorreator pneumático de circulação interna e uso do mesmo**. Brasil 2004.

_____. **Sistema reacional pneumático e uso do mesmo**. Brasil 2007.

BAILEY, J. E.; OLLIS, D. F. **Biochemical Engineering Fundamentals**. New York: McGraw Hill, 1977. 753.

BEHIN, J. Modeling of modified airlift loop reactor with a concentric double-draft tube. **Chemical Engineering Research & Design**, v. 88, n. 8A, p. 919-927, 2010.

BLENKE, H. Loops reactors. In: GHOSE, T. K.; BLAKEBROUGH, N., *et al* (Ed.). **Advances in Biochemical Engineering**: Springer Berlin Heidelberg, v.13, 1979. p.121-214.

BORDONARO, J. L.; CURTIS, W. R. Inhibitory role of root hairs on transport within root culture bioreactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 70, n. 2, p. 176-186, 2000.

BOUAIFI, M.; HEBRARD, G.; BASTOUL, D.; ROUSTAN, M.. A comparative study of gas hold-up, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns. **Chemical Engineering and Processing**, v. 40, n. 2, p. 97-111, 2001.

CERRI, M. O. **Avaliação da transferência de calor e massa de um biorreator airlift de circulação interna de bancada para a produção de ácido clavulânico**. 2005. Mestrado em Engenharia Química. Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos

_____. **Hidrodinâmica e transferência de oxigênio em três biorreatores airlift de circulação interna geometricamente semelhantes**. 2009. Doutorado em Engenharia Química. Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos

CERRI, M. O.; BALDACIN, J. C.; CRUZ, A. J. G.; HOKKA, C. O.; BADINO, A. C. Prediction of mean bubble size in pneumatic reactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 53, n. 1, p. 12-17, 2010.

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. **Biochemical Engineering Journal**, v. 39, n. 1, p. 51-57, 2008.

CHISTI, Y. **Airlift bioreactors**. Belfast, Northern Ireland: Elsevier Science Publishers Ltd., 1989.

_____. **Pneumatically agitated bioreactors in industrial and environmental bioprocessing: Hydrodynamics, hydraulics, and transport phenomena**. Applied Mechanics Reviews. 51: 33-112 p. 1998.

CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. On the calculations of shear rate and aparent viscosity in airlift and bubble column bioreactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 34, n. 11, p. 1391-1392, 1989.

CHOI, K. H.; CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Influence of the gas-liquid separator design on hydrodynamic and mass-transfer performance os split-channel airlift reactors. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 62, n. 4, p. 327-332, 1995a.

_____. Split-channel rectangular airlift reactors: Enhancement of performance by geometric modifications. **Chemical Engineering Communications**, v. 138, p. 171-181, 1995b.

CONTRERAS, A.; GÁRCIA, F.; MOLINA, E.; MERCHUK, L. C.. Influence of sparger on energy dissipation, shear rate, and mass transfer to sea water in a concentric-tube airlift bioreactor. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 25, n. 10, p. 820-830, 1999.

CUNHA, F. M. **Desenvolvimento de processo não-convencional para produção de celulasas por *Aspergillus niger* em biorreator pneumático na presença de bagaço de cana-de-açúcar**. 2011. Mestrado em Engenharia Química. Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos

CUNHA, F. M.; ESPERANÇA, M. N.; ZANGIROLAMI, T. C.; BADINO, A. C.; FARINAS, C. S. Sequential solid-state and submerged cultivation of *Aspergillus niger* on sugarcane bagasse for the production of cellulase. **Bioresource Technology**, v. 112, p. 270-274, 2012.

FEDERICI, F.; PETRUCCIOLI, M.; MILLER, M. W. Enhancemet and stabilization of the produciton of glucoamylase by immobilized cells of *Aureobasidium pullulans* in a fluidized-bed reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 33, n. 4, p. 407-409, 1990.

FU, C. C.; WU, W. T.; LU, S. Y. Performance of airlift bioreactors with net draft tube. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 33, n. 4, p. 332-342, 2003.

GALÍNDEZ-MAYER, J.; SÁNCHEZ-TEJA, O.; CRISTIANI-URBINA, E.; RUIZ-ORDAZ, N. A novel split-cylinder airlift reactor for fed-batch cultures - Effect of the

liquid height on the hydrodynamic characteristics and the volumetric oxygen transfer coefficient of the reactor. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 24, n. 3, p. 171-177, 2001.

GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R. Z. Concentric-tube airlift bioreactors - Part I: Effects of geometry on gas holdup. **Bioprocess Engineering**, v. 19, n. 1, p. 37-44, 1998a.

_____. Concentric-tube airlift bioreactors - Part II: Effects of geometry on liquid circulation. **Bioprocess Engineering**, v. 19, n. 2, p. 103-109, 1998b.

_____. Concentric-tube airlift bioreactors - Part III: Effects of geometry on mass transfer. **Bioprocess Engineering**, v. 19, n. 3, p. 175-178, 1998c.

GLUZ, M. D.; MERCHUK, J. C. Modified airlift reactors: The helical flow promoters. **Chemical Engineering Science**, v. 51, n. 11, p. 2915-2920, 1996.

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. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 20, n. 4, p. 363-374 2003.

GRACE, J. R.; WAIREGI, T.; NGUYEN, T. H. Shapes and velocities of single drops and bubbles moving freely through immiscible liquids. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 54, n. 3, p. 167-173, 1976.

GUMERY, F.; EIN-MOZAFFARI, F.; DAHMAN, Y. Characteristics of local flow dynamics and macro-mixing in airlift column reactors for reliable design and scale-up. **International Journal of Chemical Reactor Engineering**, v. 7 2009.

HILLS, J. H. Radial non-uniformity of velocity and voidage in a bubble column. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 52, n. 1, p. 1-9, 1974.

HYNDMAN, C. L.; LARACHI, F.; GUY, C. Understanding gas-phase hydrodynamics in bubble columns: A convective model based on kinetic theory. **Chemical Engineering Science**, v. 52, n. 1, p. 63-77, 1997.

ISHII, M.; ZUBER, N. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows. **AIChE Journal**, v. 25, n. 5, p. 843-855, 1979.

KANTARCI, N.; BORAK, F.; ULGEN, K. O. Bubble column reactors. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 7, p. 2263-2283, 2005.

KILONZO, P. M.; MARGARITIS, A.; BERGOUGNOU, M. A. Hydrodynamic characteristics in an inverse internal-loop airlift-driven fibrous-bed bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v. 65, n. 2, p. 692-707, 2010.

KILONZO, P. M.; MARGARITIS, A.; BERGOUGNOU, M. A.; YU, J.; YE, Q. Effects of geometrical design on hydrodynamic and mass transfer characteristics of a rectangular-column airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 34, n. 3, p. 279-288, 2007.

_____. Influence of the baffle clearance design on hydrodynamics of a two riser rectangular airlift reactor with inverse internal loop and expanded gas-liquid separator. **Chemical Engineering Journal**, v. 121, n. 1, p. 17-26, 2006.

KLEIN, J.; GODO, S.; DOLGOS, O.; MARKOS, J. Effect of a gas-liquid separator on the hydrodynamics and circulation flow regimes in internal-loop airlift reactors. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 76, n. 5, p. 516-524, 2001.

KLEIN, J.; VICENTE, A. A.; TEIXEIRA, J. A. Hydrodynamic considerations on optimal design of a three-phase airlift bioreactor with high solids loading. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 78, n. 9, p. 935-944, 2003a.

_____. Hydrodynamics of a three-phase airlift reactor with an enlarged separator - Application to high cell density systems. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 81, n. 3-4, p. 433-443, 2003b.

LUO, L.; LIU, F.; XU, Y.; YUAN, J. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an internal loop airlift reactor with different spargers. **Chemical Engineering Journal**, v. 175, p. 494-504, 2011.

MARQUARDT, D. W. An algorithm for least-squares estimation of nonlinear parameters. **Journal of the Society for Industrial and Applied Mathematics**, v. 11, n. 2, p. 431-441, 1963.

MATSUURA, A.; FAN, L. S. Distribution of bubble properties in a gas-liquid-solid fluidized-bed. **AIChE Journal**, v. 30, n. 6, p. 894-903, 1984.

MEHRNIA, M. R.; BONAKDAPOUR, B.; TOWFIGHI, J.; AKBARNEGAD, M. N. Influence of top-section design and draft-tube height on the performance of airlift bioreactors containing water-in-oil microemulsion. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 79, n. 3, p. 260-267, 2004a.

MEHRNIA, M. R.; TOWFIGHI, J.; BONAKDAPOUR, B.; AKBARNEGAD, M. N. Design and operational aspects of airlift bioreactors for petroleum biodesulfurization. **Environmental Progress**, v. 23, n. 3, p. 206-214, 2004b.

MERCHUK, J. C. Why use airlift bioreactors? **Trends in Biotechnology**, v. 8, n. 3, p. 66-70, 1990.

MERCHUK, J. C.; CONTRERAS, A.; GARCÍA, F.; MOLINA, E. Studies of mixing in a concentric tube airlift bioreactor with different spargers. **Chemical Engineering Science**, v. 53, n. 4, p. 709-719, 1998.

MERCHUK, J. C.; GLUZ, M. D. Bioreactors, air-lift reactors. In: (Ed.). **Encyclopedia of Bioprocess Technology**: John Wiley & Sons Inc, 1999. p.320-353.

MERCHUK, J. C.; LADWA, N.; CAMERON, A.; BULMER, M.; BERZIN, I.; PICKETT, A. Liquid flow and mixing in concentric tube air-lift reactors. **Journal of Chemical**

Technology and Biotechnology, v. 66, n. 2, p. 174-182, Jun 1996. ISSN 0268-2575. Disponível em: < <Go to ISI>://WOS:A1996UP48600010 >.

_____. Concentric-tube airlift reactors: Effect of geometrical design on performance. **AIChE Journal**, v. 40, n. 7, p. 1105-1117, 1994.

MUNSON, B. R.; YOUNG, D. F.; OKIISHI, T. H. **Fundamentos da Mecânica dos Fluidos**. São Paulo: Edgard Blucher, 1997.

NISHIKAWA, M.; KATO, H.; HASHIMOTO, K. Heat-transfer in aerated tower filled with non-Newtonian liquid. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 16, n. 1, p. 133-137, 1977.

ONKEN, U.; WEILAND, P. **Airlift fermenters: Construction, behavior, and uses**. *Advances in Biotechnological Processes*. 1: 67-95 p. 1983.

OUYOUNG, P. K.; CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Heat-transfer in airlift reactors. **Chemical Engineering Research & Design**, v. 67, n. 5, p. 451-456, 1989.

PIRT, S. J. **Principles of microbe and cell cultivations**. Londres: Blackwell Scientific Publications, 1975.

POLLI, M.; STANISLAO, M.; BAGATIN, R.; BAKR, E. A.; MASI, M. Bubble size distribution in the sparger region of bubble columns. **Chemical Engineering Science**, v. 57, n. 1, p. 197-205, 2002.

POULSEN, B. R.; IVERSEN, J. J. L. Membrane sparger in bubble column, airlift, and combined membrane-ring sparger bioreactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 64, n. 4, p. 452-458, 1999.

RODRIGUES, M. I.; IEMMA, A. F. **Planejamento de experimentos e otimização de processos: Uma estratégia sequencial de planejamentos**. Casa do Pão Editora, 2005.

RODRIGUES, M. T. A.; VILAÇA, P. R.; GARBUIO, A.; TAKAGAI, M. Glucose uptake rate as a tool to estimate hybridoma growth in a packed bed bioreactor. **Bioprocess Engineering**, v. 21, n. 6, p. 543-546, 1999.

RUEN-NGAM, D. WONGSUCHOTO, P.; LIMPANUPHAP, A.; CHARINPANITKUL, T.; PAVASANT, P. Influence of salinity on bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 141, n. 1-3, p. 222-232, 2008.

SCHMIDELL, W. Agitação e aeração em biorreatores. In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. (Ed.). **Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica**. São Paulo: Edgard Blucher Ltda, v.2, 2001.

SCHMIDELL, W.; FACCIOTTI, M. C. R. Biorreatores e processos fermentativos. In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. (Ed.). **Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica**. São Paulo: Edgard Blucher Ltda, v.2, 2001.

SCHUMPE, A.; GRUND, G. The gas disengagement technique for studying gas holdup structure in bubble-columns. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 64, n. 6, p. 891-896, 1986.

SIJACKI, I. M.; TOKIC, M. S.; KOJIC, P. S.; PETROVIC, D. L.; TEKIC, M. N.; DJURIC, M. S.; MILOVANCEV, S. S. Sparger type influence on the hydrodynamics of the draft tube airlift reactor with diluted alcohol solutions. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 50, n. 6, p. 3580-3591, 2011.

SILVA JÚNIOR, J. L. **Investigação do Escoamento Bifásico Gás-Líquido em uma Coluna de Bolhas Retangular por meio da Técnica CFD**. 2011. Mestrado em Engenharia Química. Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas

SON, S. H.; CHOI, S. M.; LEE, Y. H.; CHOI, K. B.; YUN, S. R.; KIM, J. K. Large-scale growth and taxane production in cell cultures of *Taxus cuspidata* (Japanese yew) using a novel bioreactor. **Plant Cell Reports**, v. 19, n. 6, p. 628-633, 2000.

SUN, Y.; FURUSAKI, S. Effects of product inhibition on continuous acet acid production by immobilized *Acetobacter aceti* - Theoretical calculations. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 70, n. 3, p. 196-198, 1990.

TALAIA, M. A. R. Terminal velocity of a bubble rise in a liquid column. **World Academy of Science, Engineering and Technology**, v. 28, p. 264-268, 2007.

THOMASI, S. S. **Avaliação de parâmetros de desempenho de três modelos de biorreatores pneumáticos de bancada**. 2010. Mestrado em Engenharia Química. Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos

THOMASI, S. S.; CERRI, M. O.; BADINO, A. C. Average shear rate in three pneumatic bioreactors. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 33, n. 8, p. 979-988, 2010.

THORAT, B. N.; JOSHI, J. B. Regime transition in bubble columns: experimental and predictions. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 28, n. 5, p. 423-430, 2004.

TUNG, H. L.; CHIOU, S. Y.; TU, C. C.; WU, W. T. An airlift reactor with double net draft tubes and its application in fermentation. **Bioprocess Engineering**, v. 17, n. 1, p. 1-5, 1997.

WEI, C. H.; XIE, B.; XIAO, H. L. Hydrodynamics in an internal loop airlift reactor with a convergence-divergence draft tube. **Chemical Engineering & Technology**, v. 23, n. 1, p. 38-45, 2000.

WHITE, F. M. **Viscous fluid flow**. New York: McGraw-Hill, 1974.

WONGSUCHOTO, P.; CHARINPANITKUL, T.; PAVASANT, P. Bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 92, n. 1-3, p. 81-90, 2003.

ZHONG, J. J. Bioreactor engineering. In: MOO-YOUNG, M. (Ed.). **Comprehensive Biotechnology**. 2ª edição: Elsevier, v.2, 2011. cap. 14,

APÊNDICE A

O cálculo do volume de líquido (ou da dispersão gás-líquido) contido em uma região de mistura na forma de tronco de cone (**Figura A.1**) é realizado a partir da **Equação A.1**:

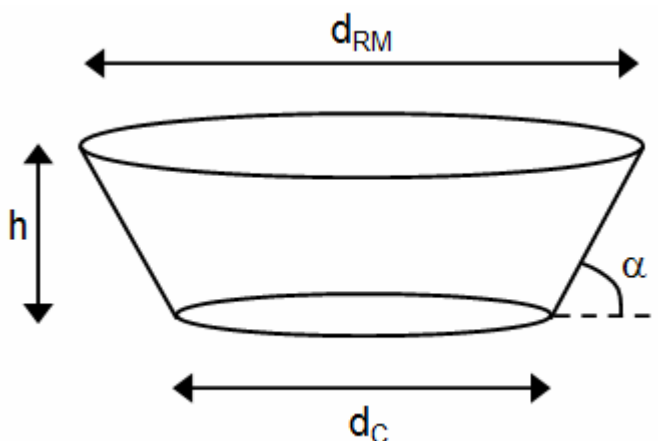


Figura A.1 – Região de mistura na forma de um tronco de cone.

$$V_{RM} = \frac{\pi}{12} h (d_{RM}^2 + d_{RM} \cdot d_C + d_C^2)$$

Eq. A.1

Onde h é a altura do líquido (ou da dispersão gás-líquido) contido na região de mistura, d_C é o diâmetro do corpo principal do biorreator (160 mm) e d_{RM} é o diâmetro apresentado pela interface do líquido (ou dispersão) na região de mistura. Logo, medindo-se h e d_{RM} , calcula-se o volume de fluido presente na região de mistura. Entretanto, não é possível realizar a determinação deste diâmetro de forma confiável e, portanto, tem-se uma equação para duas incógnitas (V_{RM} e d_{RM}), resultando em um problema sem solução.

Para superar essa problema, deve-se obter uma relação entre os parâmetros geométricos (d_C , d_{RM} e h) do tronco de cone, conforme mostrado na **Figura A.2**.

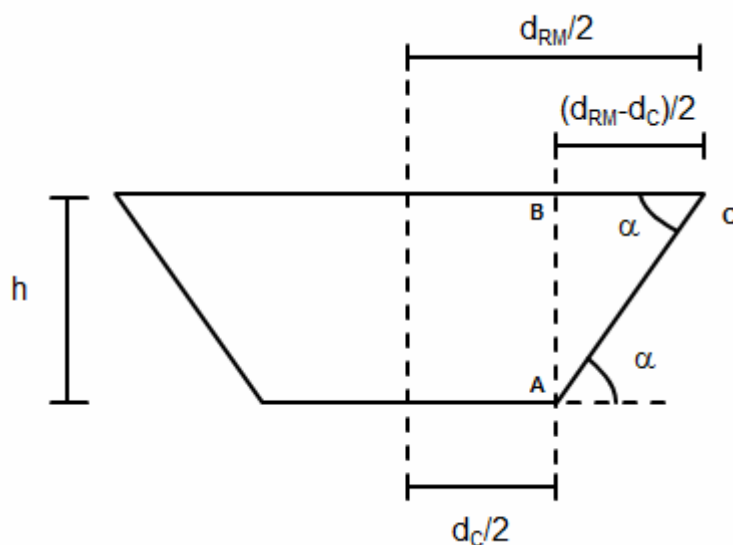


Figura A.2 – Vista frontal da região de mistura na forma de tronco de cone.

Onde α é o ângulo da região de mistura e tem o seu valor conhecido, de acordo com a inclinação do tronco de cone. Do triângulo ABC, pode-se encontrar a seguinte relação:

$$\operatorname{tg}(\alpha) = \frac{\operatorname{sen}(\alpha)}{\operatorname{cos}(\alpha)} = \frac{2h}{d_{RM} - d_C} \quad \text{Eq. A.2}$$

Rearranjando-se a **Equação A.2**, tem-se:

$$d_{RM} = d_C + \frac{2\operatorname{cos}(\alpha).h}{\operatorname{sen}(\alpha)} \quad \text{Eq. A.3}$$

Na **Equação A.3**, utilizou-se as funções trigonométricas cosseno e seno, em substituição à função tangente, para evitar que o denominador da fração assumisse o valor infinito para o caso limite de $\alpha = 90^\circ$.

Portanto, as **Equações A.1** e **A.3** formam um sistema de duas equações algébricas, com duas variáveis (V_{RM} e d_{RM}), uma vez que os valores de d_C e α são conhecidos a partir do projeto da região de mistura, e h é a altura medida experimentalmente.